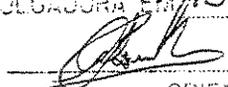


ESTE EXEMPLAR CORRESPONDE A REDAÇÃO FINAL D
TESE DEFENDIDA POR Marco Antonio Munhoz
Sagaseta E APROVADA PEL
COMISSÃO JULGADORA EM 15/03/2002


ORIENTADOR

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA

**Utilização de Finos de Carvão em Fornos de
Calcinação como Combustível Alternativo em
Plantas Siderúrgicas Integradas**

Autor: Marco Antonio Munhoz Sagaseta
Orientador: Prof. Dr. Antonio C. Bannwart

02/02

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
DEPARTAMENTO DE ENERGIA**

**Utilização de Finos de Carvão em Fornos de
Calcinação como Combustível Alternativo em
Plantas Siderúrgicas Integradas**

**Autor: Marco Antonio Munhoz Sagasetta
Orientador: Prof. Dr. Antonio C. Bannwart**

Curso: Engenharia Mecânica
Área de concentração: Térmica e Fluidos

Dissertação de mestrado a ser apresentada à comissão de Pós Graduação da Faculdade de Engenharia Mecânica, como requisito para obtenção do título de Mestre em Engenharia Mecânica.

Campinas, 2002
S.P. - Brasil.

UNIDADE Bp
Nº CHAMADA UNICAMP
Sa18u
V _____ EX _____
TOMBO BC/ 51208
PROC 16.837/02
S _____ DX _____
PREÇO R\$ 11,00
DATA 23/10/02
Nº CPD _____

CM00175029-1

BIBID. 265171

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA ÁREA DE ENGENHARIA - BAE - UNICAMP

Sa18u Sagaseta, Marco Antonio Munhoz
Utilização de finos de carvão em fornos de calcinação
como combustível alternativo em plantas siderúrgicas
integradas / Marco Antonio Munhoz Sagaseta.--
Campinas, SP: [s.n.], 2002.

Orientador: Antonio Bannwart.
Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de
Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica.

1. Carvão – Aproveitamento energético. 2. Carvão
combustão. 3. Carvão pulverizado. 4. Finos de carvão.
5. Siderurgia. I. Bannwart, Antonio. II. Universidade
Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia
Mecânica. III. Título.

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
DEPARTAMENTO DE ENERGIA**

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

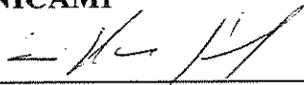
**Utilização de Finos de Carvão em Fornos de
Calcinação como Combustível Alternativo em
Plantas Siderúrgicas Integradas**

Autor: Marco Antonio Munhoz Sagaseta

Orientador: Prof. Dr. Antonio Carlos Bannwart



**Prof. Dr. Antonio Carlos Bannwart
DE/FEM/UNICAMP**



**Prof. Dr. Caio Glauco Sanchez
DETF/FEM/UNICAMP**



**Prof. Dr. Paulo Seleghim Júnior
Escola de Engenharia de São Carlos - EESC/USP**

Campinas, 15 de Março de 2002

20019528

Agradecimentos

O autor expressa seus sinceros agradecimentos a todos que direta ou indiretamente contribuíram para a realização deste trabalho. Em especial, agradece a dedicação e o excelente trabalho de orientação do Prof. Dr. Antonio Bannwart, que desde o ingresso do autor no programa de Mestrado em Engenharia Mecânica, foi o grande incentivador e sempre o norteou quanto às disciplinas a cursar. Seu conhecimento compartilhado, a confiança depositada e motivação persistente foram inestimáveis para o desenvolvimento profissional e pessoal do autor.

Agradecimento sincero é dedicado ao Prof. Dr. Kamal Addel Radi Ismail, que foi desde o início um grande estimulador da exploração dos fins de carvão como energético para o estudo aqui apresentado.

O autor gostaria de expressar, também, seu reconhecimento aos professores das disciplinas cursadas durante o programa de pós-graduação, como o Prof. Dr. Jorge Isaias Llagostera Beltrán, por suas aulas de Termodinâmica e aquelas lousas primorosas que davam até dó de apagar. Recorda-se também o autor, das aulas da Profa. Dra. Araí Augusta Bernárdez Pécora, sempre dedicada e metódica no curso de Controle de Poluição, sem perder a simpatia que lhe é peculiar. Faz questão ainda, de lembrar o curso do Prof. Waldir Antonio Bizzo sobre Controle e Prevenção da Poluição, onde o autor muito aprendeu, e que com a aplicação e sempre boa disposição para o diálogo do professor, passou a ser um grande admirador do mesmo. Acrescenta também o Prof. Dr. Caio Glauco Sanchez, professor das disciplinas Tecnologia da Combustão e Gaseificação, que sempre conduziu as aulas de forma alegre e motivadora, envolvendo a equipe participante, e contribuindo em muito para o desenvolvimento deste trabalho. Finalizando, agradece ao Prof. Dr. Arnaldo César da Silva Walter, por seu curso de Cogeração, que foi muito útil nas análises ambientais do presente trabalho.

Agradecimentos especiais são estendidos aos funcionários da COSIPA, das áreas de energia, calcinações e meio ambiente e, em especial, ao superintendente Benito Alvarez Gonzalez, pelo apoio sempre presente.

Concluindo, o autor agradece a Deus por sua vida e por todos os acontecimentos e presentes divinos que ele lhe tem proporcionado.

A minha amada esposa Simone.

Resumo

Sagaseta, Marco Antônio Munhoz. *Utilização de Finos de Carvão em Fornos de Calcinação como Combustível Alternativo em Plantas Siderúrgicas Integradas*. Campinas: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 2002. Dissertação (Mestrado).

As fontes energéticas não renováveis contemplam fundamentalmente óleo, gás natural e carvão, sendo que este último tem reservas estimadas para mais de 250 anos após o esgotamento das outras duas fontes. O aumento do gás natural está atrelado a política de aumento de preço dos derivados de petróleo. O carvão mineral não sofre a incidência dessa política, o que possibilita ao empresário ter uma previsão orçamentária anual, sem o risco de impactos nos custos ao longo de um ano. Nesse contexto, este trabalho tem por objetivo buscar um melhor aproveitamento do uso de carvão mineral dentro de uma planta siderúrgica integrada, que tenha disponível um sistema de injeção de finos de carvão, usualmente utilizado em alto forno. O princípio básico é o estudo macro-energético de uma siderúrgica, tomada como modelo para este estudo, com vistas a avaliar o custo-benefício, em termos energéticos, da substituição de parte do gás natural utilizado para complementação da matriz energética da planta, por carvão pulverizado, através da queima deste energético em fornos de calcinação. A premissa do estudo é o aproveitamento das instalações já existentes na planta siderúrgica e as condições operacionais da mesma. São abordados o aumento da produção de finos, o sistema de transporte e o consumo energético nele envolvido, o sistema de queima e o comportamento da chama no interior do forno rotativo, bem como o sistema de filtragem dos materiais particulados e cinzas oriundas da queima. É feita uma discussão crítica das vantagens e possíveis desvantagens da substituição proposta, em termos dos ganhos energéticos e fatores ambientais.

Palavras Chave: Aproveitamento energético, finos de carvão, siderurgia, forno rotativo.

Abstract

Sagaseta, Marco Antônio Munhoz. *Utilização de Finos de Carvão em Fornos de Calcinação como Combustível Alternativo em Plantas Siderúrgicas Integradas*. Campinas: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 2002. Dissertação (Mestrado).

Nonrenewable energetic sources include essentially oil, natural gas and coal, the later having estimated worldwide reserves for more than 250 after the exhaustion of the other sources. The price policy for natural gas in Brazil has made attractive its substitution as a complementary source in steel plants by coal itself, whose prices are more stable. In this context, the present work is aimed at the better usage of mineral coal in integrated steel plants where a pulverized coal injection system is available. The basic proposal is to replace part of the natural gas through the combustion of pulverized coal in rotary kilns. This can be done keeping the present facilities and operating conditions of the existing plant. We discuss the increase of the pulverized coal production, the pneumatic transportation system and the associated energy consumption. A preliminary cost analysis indicates that the proposal is quite viable and deserves a more detailed study including gaseous emission evaluate.

Keywords: steel plants, energy sources substitution, pulverized coal, rotary kiln.

Índice

Resumo	vii
Abstract	viii
Índice	ix
Lista de Tabelas	xii
Lista de Figuras	xiii
Nomenclatura	xiv
1. Introdução	1
1.1. Carvão, sua Origem e Aplicação na Siderurgia	1
1.2. Motivação	6
1.3. Objetivo do Trabalho	7
1.4. Descrição dos Capítulos da Tese	7
2. Revisão Bibliográfica	9
2.1. Escoamento Bifásico Gás-Sólido	9
2.1.1. O Transporte de Carvão Pulverizado	9
2.1.2. Escoamento Bifásico	13
2.1.3. Diagrama de Estado	18
2.1.4. Classificação de Geldart dos Pós	20
2.1.5. Modelagem Matemática do Escoamento Horizontal em Fase Diluída ..	22
2.2. Escoamento da Partícula para o Interior da Câmara Combustora, Através do Queimador	25
2.2.1. Determinação da Velocidade Inicial da Partícula	26
2.2.2. Jato Livre Turbulento	26
2.2.3. Fluxo Através do Bico e Tubulação	29

2.3. Velocidade de Queda das Partículas no Transporte Pneumático	30
2.3.1. Avaliação do Cálculo da Velocidade Limite de Depósito	30
2.4. Velocidade Crítica no Transporte Pneumático	39
2.5. Estequiometria da Combustão e Cálculo da Proporção Teórica de Ar/Combustível	39
2.5.1. Estequiometria da Combustão	39
2.5.2. Cálculo da Proporção Teórica de Ar/Combustível	42
3. Alternativa Proposta	44
4. Estudo Básico do Sistema Proposto	47
4.1. Dados Iniciais	47
4.1.1. Razão Mássica de Injeção de Finos de Carvão nos Altos-Fornos	47
4.1.2. Razões de Fluxo Mássico	49
4.1.3. Equivalente Energético Entre Finos de Carvão e Gás de Coqueria	50
4.2. Dimensionamento do Queimador para Finos de Carvão	52
4.2.1. Velocidade das Partículas e Ar no Bico do Queimador	52
4.2.2. Diâmetro do Bico do Queimador	53
4.2.3. Pressão na Entrada do Queimador	55
4.3. Dimensionamento da Tubulação para o Transporte Pneumático	56
4.3.1. Diâmetro da Tubulação para o Transporte Pneumático	56
4.3.2. Velocidade Limite de Queda das Partículas no Transporte Pneumático	62
4.3.3. Velocidade Crítica	64
4.4. Combustão dos Finos de Carvão e Gás de Coqueria	66
4.4.1. Combustão dos Finos de Carvão e Relação Ar/Combustível	66
4.4.2. Cálculo da Massa de Ar a Ser Insuflada no Forno para Garantir a Queima de Todo o Combustível	68
4.4.3. Combustão do Gás de Coqueria (GCO) e Relação Ar/Combustível	70
4.4.4. Balanço Final de Ar para Combustão Entre Finos de Carvão e GCO ...	73
4.5. Balanço de Energia da Alternativa Proposta	77
4.5.1. Consumo de Energia no Transporte Pneumático	77
4.5.2. Balanço de Energia nos Ventiladores de Ar das Calcinações	79
4.5.3. Balanço de Energia Entre Transporte Pneumático e Ar de Combustão ..	80

5. Avaliação das Emissões Gasosas	81
5.1. Situação Atual	83
5.2. Situação Proposta	83
5.3. Balanço Final	84
6. Análise de Custos	86
6.1. Custos Estimados com a Instalação	86
6.2. Custos com a Troca de Combustível	88
6.3. Custos com Energia Elétrica no Transporte Pneumático e Ar de Combustão	89
6.4. Custos de Transformação do Carvão Mineral em Pó	89
6.5. <i>Pay-Back</i>	89
7. Conclusões e Recomendações	91
Referências Bibliográficas	94

Lista de Tabelas

TABELA 1.1.1 – Propriedades do Carvão	2
TABELA 1.1.2 – Poder Calorífico, Teor de Hidrogênio, Oxigênio e Outras Características do Carvão	4
TABELA 2.3.1 – Relação da Velocidade da Partícula com o Seu Tamanho e Distância de Transporte	32
TABELA 2.3.2 – Estudo Comparativo das Equações de Velocidade Limite de Depósito	34
TABELA 2.5.1.1- Composição do Ar em Peso e Volume	40
TABELA 2.5.1.2 - Peso Atômico dos Elementos	40
TABELA 5.1 – Diâmetros de Partículas e Sistemas de Filtragem	82
TABELA 5.2 – Padrões de Emissões Atmosféricas em Sistemas Combustores	83
TABELA 5.3 – Balanço Final das Emissões Atmosféricas com a Implantação do Estudo	84

Lista de Figuras

FIGURA 1.1.1 – Participação do Carvão na Matriz Energética Brasileira	5
FIGURA 1.1.2 – Participação do Carvão na Matriz Energética da COSIPA	5
FIGURA 2.1.1 – Sistemas com Pressão Positiva	10
FIGURA 2.1.2 – Sistemas com Pressão Negativa	11
FIGURA 2.1.3 – Sistemas com Pressão Negativa e Positiva	12
FIGURA 2.1.4 – Sistemas com Circuito Fechado	12
FIGURA 2.1.5 – Tipos de escoamentos no Transporte Pneumático Horizontal	17
FIGURA 2.1.6 – Diagrama de Estado para Escoamento Horizontal	19
FIGURA 2.1.7 – Diagrama de Geldart	21
FIGURA 2.1.8 – Escoamento Bifásico	22
FIGURA 2.2.1 – Esquema da Faixa de Injeção de Carvão em Fornos Rotativos	26
FIGURA 2.2.2 – Esquema do Sistema de Injeção de Carvão entre o Injetor e o Bico do Queimador	28
FIGURA 2.2.3 – Esquema de um Jato Livre Turbulento	28
FIGURA 2.3.1 – Variação da Velocidade Limite de Depósito vs. Tamanho da Partícula	37
FIGURA 2.3.2.a – Variação da Velocidade Limite de Depósito em Relação ao Diâmetro do Tubo e tipo de escoamento	38
FIGURA 2.3.2.b – Variação da Velocidade Limite de Depósito em Relação ao Diâmetro do Tubo	38
FIGURA 3.1 – Fluxo Energético Atual	45
FIGURA 3.2 – Fluxo Energético Proposto	46
FIGURA 4.1.1 – Faixa de Trabalho da Razão Mássica utilizada nos Altos Fornos da COSIPA .	49

Nomenclatura

Letras latinas

C = Velocidade do som da mistura	[m/s]
$C_{1...n}$ = Constantes numéricas	---
C_d = Coeficiente de descarga	---
C_f = Velocidade isotérmica do som no ar	[m/s]
C_s = Calor específico do sólido	[J/kg.K]
$C_{fv} = C_{var}$ = Calor específico do fluido (ar) a volume constante	[J/kg.K]
d_p = Diâmetro do bico do queimador	[m]
d_s = Diâmetro da partícula	[mm]
D = Diâmetro interno do tubo	[m]
D' = Altura do produto no interior do forno rotativo	[m]
D_n = Diâmetro nominal do tubo	[m]
e = Rugosidade do tubo	[m]
h = Raio interno menos a altura do produto no interior do forno	[m]
J = Velocidade superficial do mistura	[m/s]
K' = Fator numérico dependente da forma, tamanho e condições de Superfície das partículas	---
K_l = Fator numérico considerando as características físicas do material Em relação ao tamanho e à forma	---
K_m = Razão do calor específico do gás+sólido a pressão constante e Volume constante	---
M_s = Vazão mássica de sólidos	[kg/s]

M_f = Vazão mássica do meio fluidizante	[kg/s]
\overline{P} = Pressão média entre a saída do compressor e a entrada do queimador	[Pa]
P_i = Pressão do bico do queimador (entrada do forno)	[Pa]
P_{in} = Pressão na entrada do queimador	[Pa]
$R_{ar} = R$ = Constante do gás (ar)	[J/kg.K]
R_m = Constante da mistura gás/sólido	[J/kg.K]
Re_m = número de Reynolds da mistura	---
Re = número de Reynolds	---
S = Comprimento da entrada do forno até o ponto de queda da partícula no interior do mesmo	[m]
T_i = Temperatura da mistura ar/partícula no bico do queimador	[°C]
u_p = Velocidade inicial requerida para a partícula no bico do queimador	[m/s]
v_f = Velocidade do gás	[m/s]
v_p = Velocidade da partícula	[m/s]
v_s = Velocidade do sólido	[m/s]
V_a = Velocidade do ar no interior do duto	[m/s]
V_{Cr} = Velocidade crítica do escoamento	[m/s]
V_x = Velocidade da partícula até o ponto x de transição da região 2 Para a 3	[m/s]
VL = Velocidade de queda das partículas	[m/s]
VL_s = Velocidade limite de queda das partículas individuais	[m/s]
x = Distância do bico do queimador até zona de transição (região 2 para 3)	[m/s]

Letras gregas

α = coeficiente de excesso do ar em %	---
Δ_p = Gradiente de pressão	[Pa]
Δ_x = Comprimento da tubulação	[m]
ε = Fração volumétrica de fluido	---
ε' = Fração volumétrica de sólidos	---
η = Viscosidade equivalente da mistura	[kg/m.s]

η_f = Viscosidade absoluta do ar a 30°C	[kg/m.s]
λ = Fator de atrito	---
μ = Razão de fluxo mássico	---
ρ_f = Densidade média do fluido	[kg/m ³]
ρ_m = Densidade da mistura ar + sólido	[kg/m ³]
ρ_s = Densidade média da partícula	[kg/m ³]
θ = Ângulo de inclinação da tubulação em relação ao solo	[°]

Capítulo 1

Introdução

1.1. Carvão, sua Origem e Aplicação na Siderurgia

O mais proeminente recurso natural de combustível sólido do mundo é o carvão. O carvão, que na verdade são restos de plantas e outras vegetações que sofreram vários graus de conversão química na biosfera, não é um simples material homogêneo, mas mais propriamente, uma substância complexa que tem uma consistência química variada. Características energéticas do carvão obviamente dependem de muitos fatores, incluindo a composição específica da vegetação original, importância e tipo de materiais inorgânicos presentes nos veios, bem como, a história específica do local destes materiais durante a deposição e conversão regional. O ciclo do carvão primeiro começa pela deterioração anaeróbica ou bacteriana da matéria orgânica e das ações frequentes, na matéria orgânica, nos pântanos e outros ambientes aquosos, produzindo um material conhecido como “turfa”. Na sequência à decomposição da matéria orgânica, ele é coberto e envolto no interior da crosta terrestre por uma ação geológica que provém de extremas pressões hidrológicas e requer aquecimento para o processo de conversão para o carvão.

Esta transformação complexa ou processo de coalificação resulta em mudanças, ou metamorfose, durante grande período de tempo e em uma variedade de combustíveis, o qual é fundamentalmente composto por celulose e carbono amorfo.

Padrões para classificação do carvão foram estabelecidos pela ASTM e identificam carvões pelo grau e categoria. Grau é a medida do período de tempo para a conversão do carvão, por exemplo, um carvão com “grau baixo” tem menos carbono, assim como um carvão com “grau alto” tem obviamente mais carbono (Francis, 1961).

Categoria é a medida do grau de carbono fixo na amostra do carvão. Quatro categorias de carvão são especificadas: Lignite (Linhito), Subbetuminoso, Betuminoso e Antracito.

As informações que são apresentadas a seguir foram baseadas nas reservas americanas de carvão, por serem uma das maiores do mundo e também ser a segunda maior produção mundial deste mineral (Word Coal Institute, 2001). Além disto, atualmente o carvão consumido para utilização em unidades de PCI, na siderurgia nacional, tem como principal fornecedor os Estados Unidos, graças a alta qualidade do carvão produzido nesse país. A Tabela 1.1.1 apresenta o tipo de característica energética do carvão.

Tabela 1.1.1 – Propriedades do Carvão

TABELA 1.1.1. : Propriedades do carvão

Categoria do Carvão		Poder Calorífico aproximado					
Antracito	30,240–33,730	13,000–14,500					
Betuminoso	27,910–34,420	12,000–14,800					
Subbetuminoso	19,310–23,260	8,300–10,000					
Linhito	13,260–17,450	5,700– 7,500					
	kJ/kg carvão	Btu/lbm carvão					
Categoria do Carvão		Análise Aproximada %				Poder Calorífico Nominal	
Origem	Umidade	Matéria Volátil	Carbono Fixo	Cinzas	kJ/kg	Btu/lbm	
Antracito	PA	4.4	4.8	81.8	9.0	30,540	13,130
Betuminoso							
Baixo Volátil	MD	2.3	19.6	65.8	12.3	30,750	13,220
Médio Volátil	AK	3.1	23.4	63.6	9.9	31,470	13,530
Alto Volátil	OH	5.9	43.8	46.5	3.8	30,590	13,150
Subbetuminoso	WA	13.9	34.2	41.0	10.9	24,030	10,330
	CO	25.8	31.1	38.4	4.7	19,960	8,580
Linhito	ND	36.8	27.8	30.2	5.2	16,190	6,960

Fonte : U.S. Bureau of Mines.

O Linhito, carvão de menor categoria, recebe este nome da palavra latina para lenha “lignum”. Este material está nos primeiros estágios de coalificação, o carvão linhito freqüentemente tem uma boa estrutura e contém alta mistura de componentes voláteis. Linhito tem um baixo poder calorífico, aproximadamente igual ao da celulose.

O Subbetuminoso, o próximo carvão na escala de categoria, é freqüentemente referido como um linhito preto. As reservas norte-americanas deste tipo de carvão são grandes e, em geral, este tipo de carvão tem um alto carbono fixo em relação ao linhito, mas pode entretanto ter um grau considerável de cinza na mistura. O carvão subbetuminoso não é freqüentemente usado

como um recurso combustível natural, mas ele contém baixo enxofre e é relativamente de fácil queima, não coqueificável e ter relativamente baixa densidade energética, o que faz dele um bom candidato para combustão em sistema de queima de carvão no qual o enxofre contido pode ser um fator crítico.

O Betuminoso, o próximo carvão considerado na escala como de “Alta categoria”, é um carvão macio e tem alto teor de enxofre. Ele produzirá fumaça significativa quando queimado e é por esta razão também que não é usado como um combustível natural. São muito grandes as reservas norte-americanas deste carvão e em geral este tipo de carvão terá o menor teor de carbono fixo, mas as maiores concentrações de voláteis dos carvões de alta categoria.

O carvão betuminoso por possuir altos voláteis, é um bom candidato como combustível sólido para uso como suprimento para produzir líquido sintético e combustível gasoso. Ele queimará facilmente em uma pulverização ou na forma de pó, já que, quando aquecido, ele tende a reduzir para uma forma coesiva, ou seja, uma massa pastosa.

O Antracito, o carvão de mais alta categoria, é um carvão frágil, homogêneo, duro, preto, contém um alto carbono fixo (normalmente acima de 90%) e um material denso margeando um grafite; tem uma alta densidade energética, baixo teor de enxofre e a menor reserva conhecida dos Estados Unidos em relação as quatro categorias de carvão.

O Antracito é um carvão de queima lenta e de difícil ignição. A composição e localização do antracito têm feito dele um recurso energético muito usado na Siderurgia.

As principais mudanças que ocorrem com o incremento do grau do carvão podem ser resumidas como segue (Raask, 1976):

- 1- Há um incremento progressivo no carbono e decréscimo no hidrogênio quando o grau de combustível muda de linhito para antracito.
- 2- Há um decréscimo gradual no material volátil com o incremento do grau do carvão.
- 3- Há um decréscimo gradual na mistura hidrocópica até o grau carbonáceo (alto carbono).
- 4- Há um incremento no poder calorífico com a menor percentagem em peso de hidrogênio contido no carvão.

As maiores reservas mundiais do carvão betuminoso, que é o carvão apropriado para uso em sistemas de injeção de carvão pulverizado, encontram-se na Austrália, África do Sul, Estados Unidos, Inglaterra e China. Estas reservas dão projeção de suprimento para mais de 200 anos, após o esgotamento das fontes de petróleo e gás natural (World Coal Institute, 2001).

O Brasil possui carvão com alta concentração de cinzas (entre 45 a 52%) que o torna pouco atrativo, a não ser que sejam utilizados em termoeletricas montadas próximo do veio de extração, como é o caso das existentes em candiota localizadas no sul do país. A tabela 1.1.2 apresenta a relação do poder calorífico, voláteis, hidrogênio e outros.

Tabela 1.1.2 – Poder Calorífero, Teor de Hidrogênio, Oxigênio e Outras Características do Carvão

TABELA 1.1.2. : Poder Calorífico, materia volátil, carbono, hidrogênio, oxigênio e umidade nos carvões de diferente categoria (cinzas-base livre)

Categoria do Carvão	Poder Calorífico (MJ kg ⁻¹)	Porcentagem em peso					Base Umida
		Material Volátil	Carbono Total	Carbono Fixo	Hidrogênio	Oxigênio	
Linhito não consolidado	24-25	50-55	59-68	45-50		20-25	35-50
Linhito consolidado	25-30	45-50	68-75	50-55		20-25	20-35
Sub-betuminoso	30-32	40-45	75-80	55-60	4.5-5.5	15-20	8-10
Betuminoso 1	33-36	32-40	80-84	60-68	5-5.8	5-10	2.5-5
Betuminoso 2	36-37	26-32	84-87	68-74	5-5.8	2.5-5	2.5-5
Betuminoso 3	37-39	22-26	87-89	74-78	4.5-5.5	2.5-5	1.0-2.5
Betuminoso 4	39-40	18-22	89-91	78-82	4.0-4.5	2.5-5	0.8-1.0
Carbonaceo	38-40	10-18	91-93	82-90	2.5-4	2.5	1.0-1.5
Antracítico	37-39	8-10	93-95	90-92	2.5	2.5	1.5-2.5

FONTE: (Erich Raask, 1976)

A importância do carvão na matriz energética mundial é indiscutível, haja visto que, em países ditos de “primeiro mundo”, como os Estados Unidos, o carvão é o responsável por aproximadamente 70% da geração em termoeletricas. Cabe lembrar que a capacidade instalada em geração elétrica nos Estados Unidos é da ordem de 850 GW (USA Department of Energy, 1999), contra 68 GW no Brasil (Balanço Energético Nacional, 1999), e 60% desta capacidade é gerada em termoeletricas, ou seja, 510 GW, portanto, 357 GW são gerados através do uso de carvão pulverizado.

No Brasil, o carvão tem pouco peso na matriz energética, como pode ser visto na Figura 1.1.1 (Balanço Energético Nacional, 2000), a abundância de recursos hídricos e a baixa qualidade do carvão nacional foram os fatores mais importantes para o pouco uso deste energético. O carvão mineral de boa qualidade é utilizado quase que na totalidade na siderurgia e é importado.

O carvão representa entre 70 a 80% do total de energéticos empregados na siderurgia nacional, como pode ser visto na Figura 1.1.2 (ABM, 2000), tendo a COSIPA como exemplo. As três maiores siderúrgicas de aços planos (COSIPA, USIMINAS e CSN), seguem uma proporção do uso do carvão similar ao da COSIPA em sua matriz energética (ABM, 2000).

A COSIPA em 1999 utilizou 1.682.231 toneladas de carvão mineral para fins de coqueificação e mais 138.374 toneladas de carvão mineral transformados em finos de carvão para substituir coque em seus Altos Fornos. Estes valores somados representaram os 76,9% do total de energéticos usados na composição de sua energia primaria (ABM, 2000).

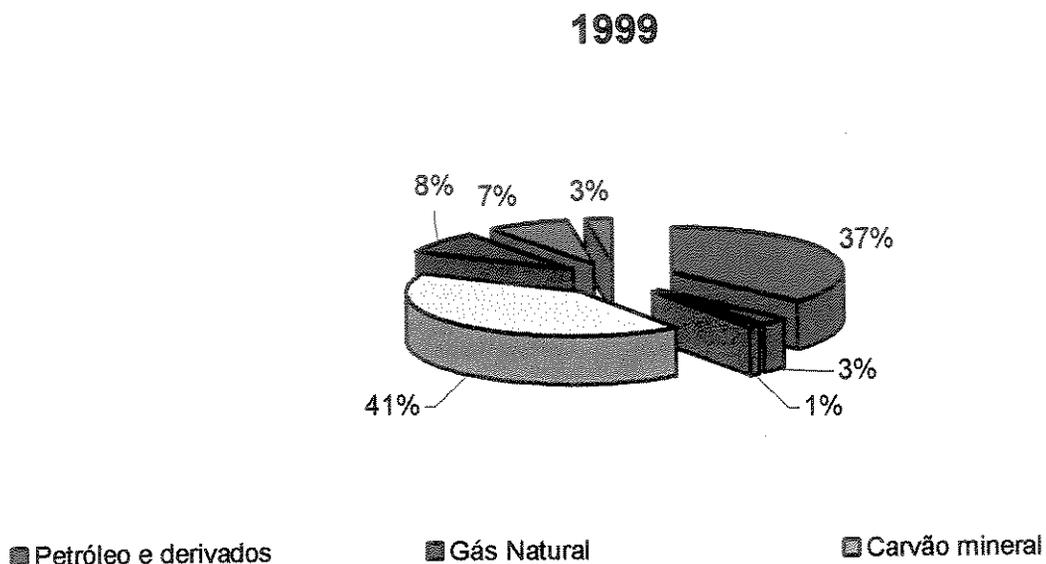


Figura 1.1.1 – Participação do Carvão na Matriz Energética Brasileira

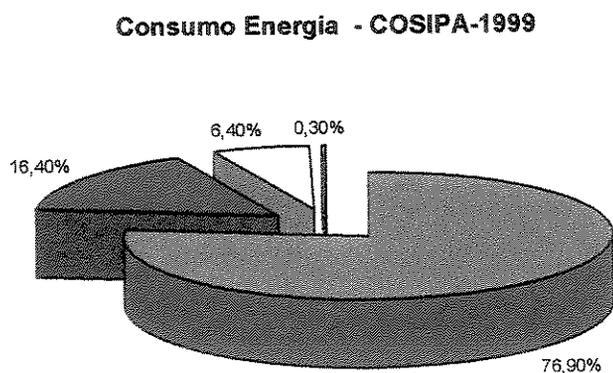


Figura 1.1.2 - Participação do Carvão na Matriz Energética da COSIPA

1.2. Motivação

A siderurgia brasileira, em particular a COSIPA, tinha em sua matriz energética uma participação de derivados de petróleo, mais especificamente, óleo combustível. Com a utilização do Gás Natural como alternativa energética devido ao preço de fornecimento competitivo, divulgados e inicialmente garantidos pelo Governo, além de menores impactos ambientais com a sua utilização e maior facilidade de uso, comparado ao óleo combustível, fez com que empresários voltassem seus olhos para este excelente energético. Neste contexto, a COSIPA praticamente eliminou a participação do uso de óleo combustível de sua matriz energética substituindo-o por Gás Natural.

Nos últimos anos, no entanto, com a necessidade de impulsionar a construção de termoeletricas para evitar crises no setor de geração, transmissão e distribuição de energia elétrica, o governo lançou um plano audacioso de construção de 49 termoeletricas que usarão fundamentalmente o Gás Natural.

Esta necessidade do Governo de aumentar a participação do Gás Natural dos atuais 3% para aproximadamente 12% em meados de 2005 (Eletrobrás, 1999), tem causado pressões dos distribuidores de Gás Natural de poderosas empresas multinacionais, que detém grande parte deste mercado, junto ao governo brasileiro, para a necessidade de reajustes de preços e acompanhamento das variações de câmbio em relação ao dólar. Como resultado desta política, o que vem ocorrendo são freqüentes aumentos de preço ao consumidor final, que ao longo dos últimos anos ficaram em certa quantia dependentes do Gás Natural.

A siderurgia em particular, possui uma flexibilidade que a distingue de outros ramos da indústria, com relação à utilização de energéticos, pois utiliza carvão mineral, pouco usado em outros setores. A compra do carvão mineral é feita em grande escala, pelas siderúrgicas brasileiras, o que permite um poder de “barganha” e melhores preços. A compra não sofre interferência do Governo, pois é feita diretamente entre as empresas siderúrgicas e as mineradoras dos países de origem do mineral. Desta forma, as empresas podem prever em seu orçamento anual o impacto do custo deste energético (entre 15% a 20% do custo final do produto - ABM, 2000), que é pago um ano após sua compra, o que não ocorre com o Gás Natural que sofre reajustes ao longo do ano, muitas vezes acima das expectativas orçamentárias das empresas consumidoras. Não bastasse o fato de já possuir o carvão como energético em sua matriz, com a entrada de novas tecnologias como o sistema de injeção de finos de carvão pulverizado em altos

-fornos, abriu um “leque” de possibilidades de melhor emprego do carvão em outras unidades do complexo siderúrgico, que culminou no estudo aqui proposto de substituição de parte do uso do Gás Natural por carvão PCI.

Cabe ainda ressaltar que o estudo realizado pode ser adaptado para utilização, guardado os ajustes de processo, dimensionamento de redes e demandas, em outras siderúrgicas integradas brasileiras, como USIMINAS, CSN, CST e AÇOMINAS.

1.3. Objetivo do Trabalho

Este trabalho busca um melhor aproveitamento do uso de carvão mineral dentro de uma planta siderúrgica integrada, que tenha disponível um sistema de injeção de finos de carvão, usualmente utilizado em alto forno.

O princípio básico é o estudo macro energético de uma siderúrgica (COSIPA), tomada como referência, com vistas a avaliar o custo - benefício, em termos energéticos, da substituição de parte do gás natural utilizado para complementação da matriz energética da planta, por carvão pulverizado, através da queima deste energético em fornos de calcinação. A premissa do estudo é o aproveitamento das instalações já existentes na planta siderúrgica e as condições operacionais da mesma. São abordados: o aumento da produção de finos, o sistema de transporte e o consumo energético nele envolvido, o sistema de queima e o comportamento da chama no interior do forno rotativo, bem como o sistema de filtragem dos materiais particulados e cinzas oriundas da queima.

É feita uma discussão crítica das vantagens e das possíveis desvantagens da substituição proposta em termos dos ganhos energéticos e fatores ambientais.

1.4. Descrição dos Capítulos da Tese

Apresenta-se em sete capítulos o trabalho desenvolvido.

No Capítulo 2 são apresentados os conceitos básicos envolvidos no escoamento bifásico gás-sólido, com ênfase para o transporte pneumático horizontal em fase diluída, assim como os sistemas existentes.

São abordados neste capítulo o escoamento de uma partícula para o interior de uma câmara combustora, através de um queimador, os fenômenos envolvidos e os limites de fronteira a serem respeitados, ou seja, velocidade da partícula no bico do queimador, velocidade de queda das partículas e velocidade crítica no transporte pneumático. Neste mesmo capítulo são revisados os conceitos de estequiometria da combustão e cálculo da proporção teórica de ar/combustível.

No Capítulo 3 apresentam-se os macro-fluxogramas de distribuição energética atual da COSIPA e o macro-fluxograma proposto com a redução do uso do gás natural e aumento da participação do carvão.

No Capítulo 4 apresenta-se o estudo básico do sistema proposto, com o balanço energético da necessidade de substituição do gás de coqueria por finos de carvão, a razão mássica de injeção de finos de carvão nos altos-fornos da COSIPA, como base para determinação da razão mássica a ser definida para o transporte pneumático para as calcinações, o dimensionamento do bico dos queimadores de finos de carvão, o dimensionamento das tubulações para o transporte pneumático, balanço da combustão dos finos de carvão e gás de coqueria e o balanço do consumo de energia da alternativa proposta.

No Capítulo 5 abordam-se as emissões gasosas, para o sistema proposto, com o aumento do uso do Carvão e diminuição do uso do gás natural na COSIPA.

No Capítulo 6 abordam-se os custos e receita envolvidos, como os custos de instalação, custos com a troca do combustível, custos com energia elétrica envolvida no transporte pneumático e ar de combustão, custos de transformação do carvão mineral em pó e finalizando a atratividade do negócio com a análise do *Pay-Back*.

No Capítulo 7 apresentam-se as conclusões e recomendações finais, dando uma síntese do trabalho como um todo, seus principais resultados, em termos de viabilidade econômica e ambiental.

Capítulo 2

Revisão Bibliográfica

2.1. escoamento Bifásico Gás-Sólido

2.1.1 . O Transporte de Carvão Pulverizado

O transporte pneumático bifásico consiste de um escoamento onde estão presentes duas fases, ou seja, uma fase fluida e, em outra, o material a ser transportado (a fase sólida). Os modos ou regimes, nos quais um escoamento bifásico pode ocorrer, são muitos e dependem de inúmeras características do fluido transportador, do material particulado, assim como de parâmetros do escoamento como velocidades de ambas as fases, geometria e dimensão da tubulação e seus elementos, proporção ou razão da mistura entre as fases, propriedades físicas e etc. Do fluido podemos citar a densidade, a pressão, velocidade e temperatura, entre outros. O material transportado caracteriza-se por grandezas tais como sua densidade, forma do grão, distribuição granulométrica, dureza, velocidade, velocidade relativa ao fluido, etc. Do lado dos elementos e componentes do sistema podem ser citados: o comprimento da linha de transporte, detalhes construtivos, diâmetros, rugosidade, situação espacial (vertical, horizontal ou inclinada), curvaturas, etc.

Para uma classificação dos possíveis tipos de sistemas de transporte pneumático, destacam-se a situação espacial da tubulação e a posição relativa do elemento motriz (compressor). Para o cálculo, especificação e operação do sistema é de extrema importância o estado de agregação do material sólido no escoamento (Assis, 1995).

Conforme o ar é soprado ou succionado na tubulação, o sistema de transporte pneumático recebe nomes distintos. Marcus et al. (1990) dividem os tipos de sistemas de transporte pneumático em quatro:

a) Sistemas com pressão positiva

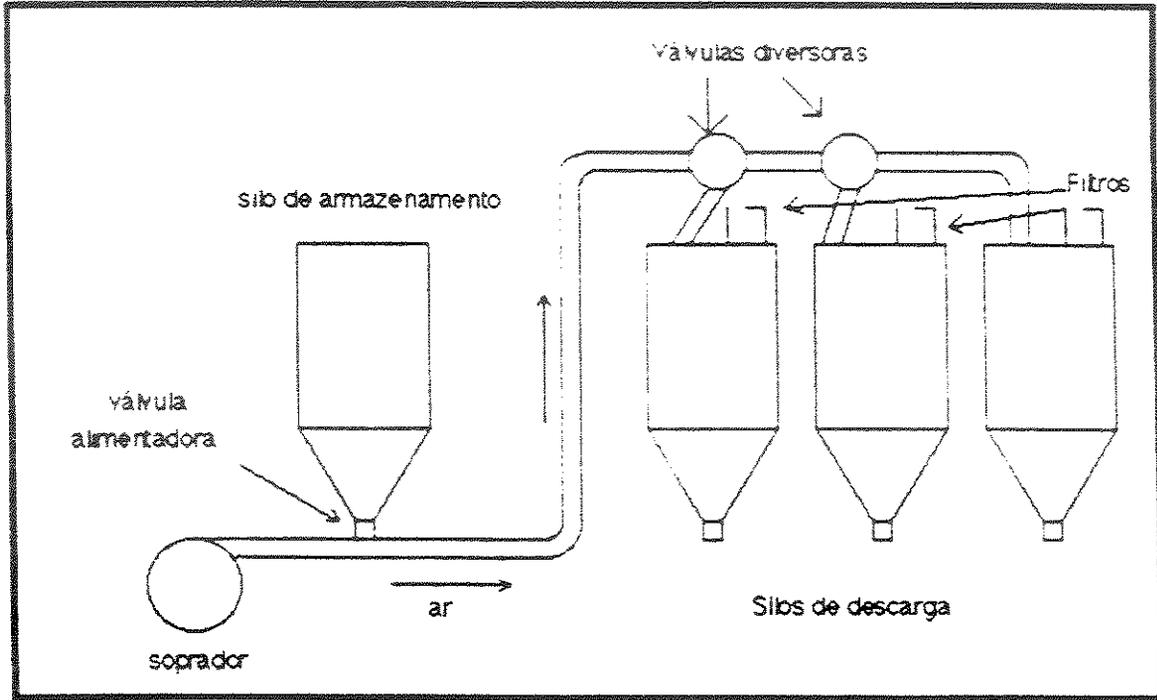


FIGURA 2.1.1. : Sistemas com pressão positiva

É o mais utilizado em transporte pneumático, sua vantagem é a capacidade de descarga em diversos pontos de uma fábrica. Uma desvantagem seria a necessidade de alta pressão para este tipo de transporte. Este é o método de transporte pneumático que está sendo usado neste trabalho, com a ressalva de não estar sendo utilizado o Silo de descarga, uma vez que o objetivo é o insuflamento diretamente do ponto de mistura do fluido de arraste (ar) e o material particulado na saída do silo de armazenamento para o queimador na entrada dos fornos de calcinação.

b) Sistema com pressão negativa ou vácuo

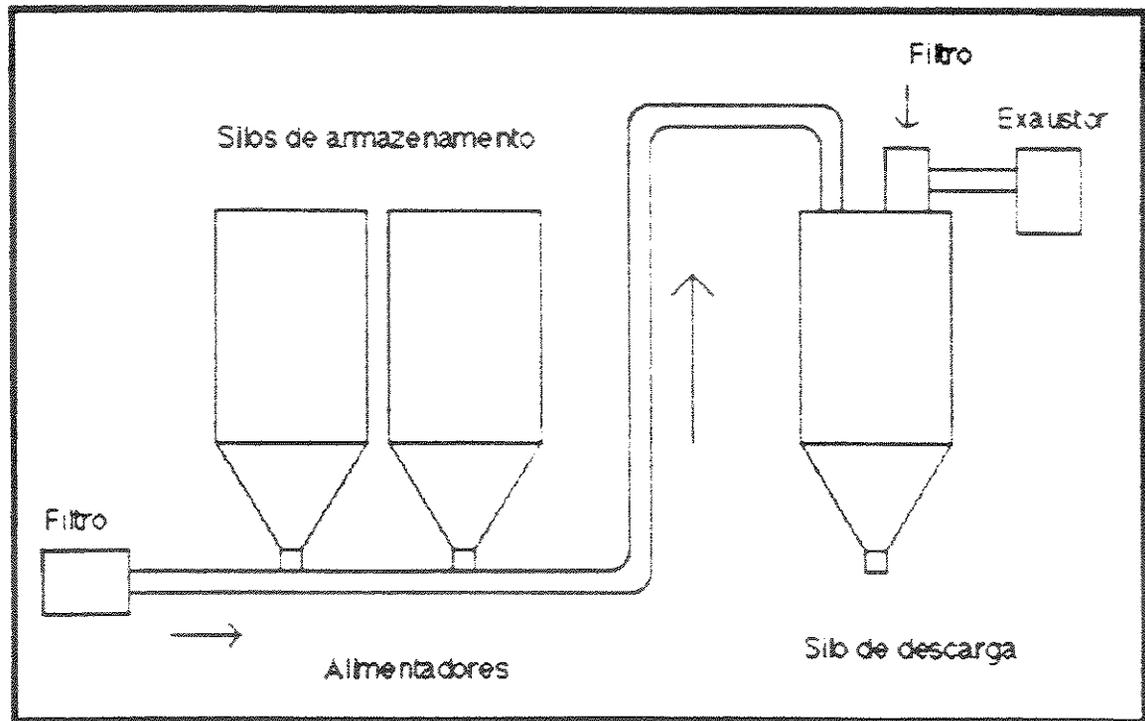


FIGURA 2.1.2. : Sistemas com pressão negativa

Este tipo de sistema é geralmente utilizado quando há necessidade de se levar o material a ser transportado de diversos pontos de alimentação para apenas um ponto de descarga. Estes sistemas são largamente limitados em sua capacidade e distância.

Marcus et al. (1990) ressaltam que este tipo de sistema é largamente utilizado no transporte de materiais tóxicos e perigosos, visto que estes sistemas permitem uma alimentação livre de sujeira e também fornecem uma segurança adicional, pois qualquer perda na tubulação não irá resultar em poluição do ambiente devido a um escape de material.

c) Sistemas com pressão positiva e negativa combinadas

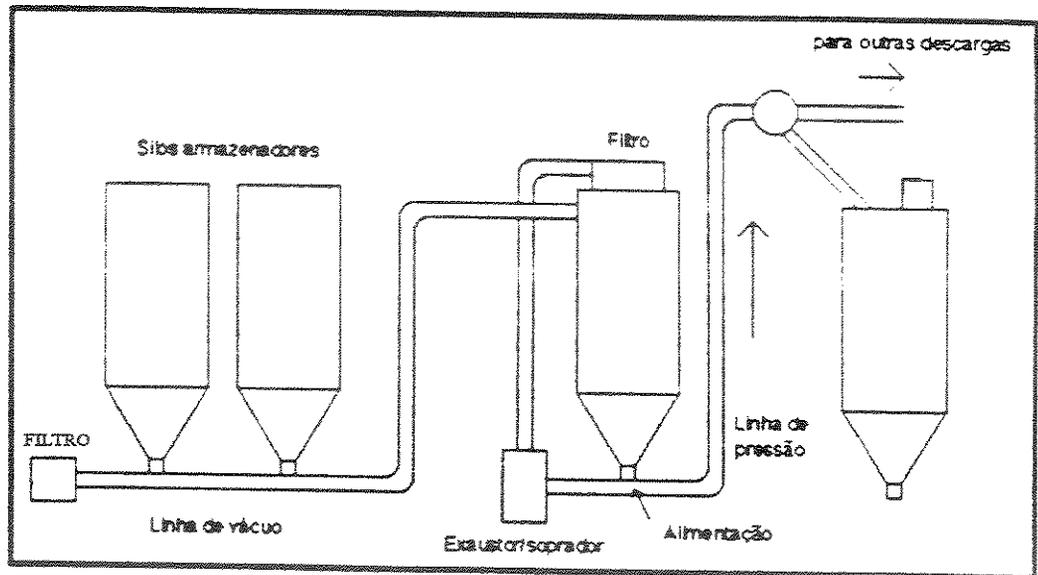


FIGURA 2.1.3.: Sistemas com pressões positiva e negativa

Estes sistemas têm as vantagens de vários pontos de alimentação assim como vários pontos de descarga.

d) Sistema com circuito fechado

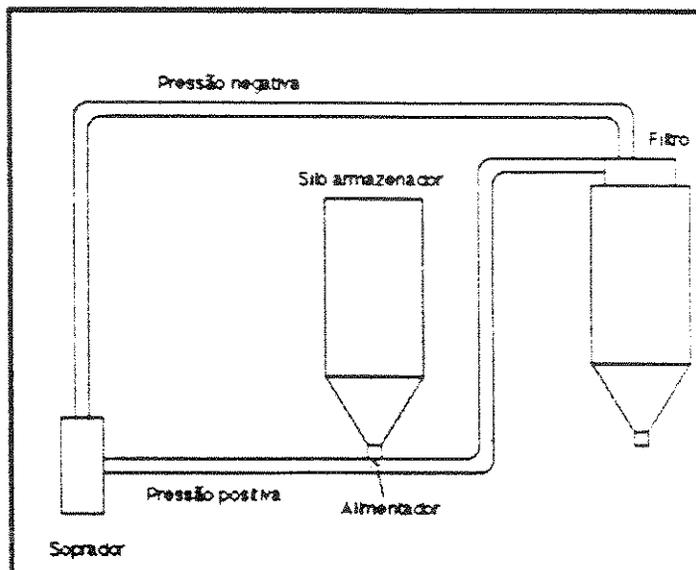


FIGURA 2.1.4.: Sistemas com circuito fechado

Neste sistema o meio fluidizante, no caso o ar, é reciclado, de forma a ficar contido dentro do sistema. Isto ocorre quando há a necessidade de transportar materiais tóxicos ou radioativos.

Marcus et al.(1990) dizem ainda que se pode separar os sistemas de transporte pneumático em relação à pressão de operação e quanto ao tipo do alimentador de sólidos, que pode ser um sistema de alimentação controlado ou sem controle.

2.1.2. Escoamento Bifásico

Em um escoamento bifásico, as duas fases podem estar totalmente separadas entre si ou totalmente misturadas entre si, formando um escoamento homogêneo.

Há vários tipos de escoamentos bifásicos: gás-líquido, gás-sólidos, líquido-sólidos, etc.

Estuda-se neste trabalho os escoamentos gás-sólidos.

Para o cálculo e previsão do comportamento dos escoamentos da mistura gás-sólido, é de grande importância identificar a forma de escoamento (ver a seguir) e como certos parâmetros, tais como velocidade do gás e das partículas, quedas de pressão ao longo da linha, situação espacial da tubulação, influenciam a forma de escoamento propriamente dito.

A ação da força da gravidade sobre o material particulado traz a necessidade de distinguir entre escoamentos horizontais e verticais.

Dependendo da relação entre a vazão mássica das fases gasosa e sólida, poderão ocorrer vários regimes de escoamento. Seja M_s a vazão mássica de sólidos e M_f a vazão mássica do meio fluidizante, neste caso o ar, um primeiro parâmetro importante no estudo de escoamentos bifásicos é a chamada razão de fluxo mássico, dada por:

$$\mu = \frac{\dot{M}_s}{\dot{M}_f} \quad (2.1)$$

Ao lado de μ , a velocidade do gás (v_f), do sólido (v_s), são dois outros importantes parâmetros.

Dados o material sólido e o fluido de um sistema, pode-se obter diversas formas de escoamento na tubulação e diferentes valores de μ .

Pode-se distinguir 06 formas de escoamento pneumático válido tanto para escoamento vertical ascendente, descendente, como para escoamento horizontal (Assis, 1995):

- Escoamento em fase diluída
- Escoamento em meadas
- Escoamento em dunas
- Escoamento em rolhas
- Escoamento em fase densa compacta
- Escoamento em fase densa fluidizada

a) Escoamento em fase diluída

A velocidade do gás transportador é bem maior que a velocidade de queda de uma partícula no meio com o gás transportador. As partículas encontram-se afastadas umas das outras, praticamente não se tocando. A distribuição das partículas é uniforme na seção do tubo. Elas são arrastadas pelo gás em alta velocidade, agitando-se e chocando-se contra as paredes da tubulação. A razão de mistura, μ , é relativamente baixa.

b) Escoamento em Meadas

Diminuindo-se a velocidade do gás, atinge-se um estado no qual as partículas começam a agrupar-se um pouco, influenciando com isso seu comportamento de arraste pelo fluido.

Formam-se meadas de partículas dentro da tubulação, correspondendo a um certo grau de separação das duas fases e heterogeneidade do escoamento.

As meadas tendem a atrasar-se com relação às partículas mais dispersas, mas na média também são transportadas, na medida em que se desfazem para formarem-se mais adiante.

Há o perigo de entupimento na tubulação e o escoamento torna-se cada vez mais não estacionário com a diminuição da velocidade do gás e a razão mistura, μ , é maior que no escoamento em fase diluída.

c) Escoamento em dunas

O escoamento do gás na tubulação está sempre associado a um perfil de velocidades. Desta forma, a velocidade do gás é máxima na região central da tubulação, decrescendo na continuidade até se tornar nula na parede do tubo. Se a velocidade média do gás decresce até valores próximos da velocidade de queda das partículas no meio fluidizante, as partículas que em dado momento encontram-se junto a parede da tubulação tendem a aglomerar-se, formando dunas, que, de forma estacionária, ora desfazendo-se, ora formando-se novamente, são também arrastadas contra as paredes. Este regime pode facilmente levar ao entupimento, se as reservas de pressão do compressor não forem suficientes para suprir as quedas de pressão mais acentuadas ao longo da linha.

d) Escoamento em Rolhas

Se há reserva de pressão suficiente no sistema, reduzindo-se a velocidade do gás abaixo da velocidade de queda das partículas individuais, (V_{L_s}), o material aglomera-se, preenchendo totalmente a seção do tubo em trechos alternados da linha. Tais aglomerações denominam-se rolhas e podem ser arrastadas ou impulsionadas ao longo de trechos curtos e retilíneos da linha de transporte em um escoamento não estacionário, com grande demanda de pressão e risco de entupimento. Os valores de μ são bem altos, começando a caracterizar um transporte em fase densa.

e) Escoamento em fase densa compacta

Estando-se a tubulação totalmente preenchida de material de granulometria mais grosseira, pode ocorrer em trechos curtos e também retilíneos o transporte do material mesmo em baixas velocidades do gás, por ação da diferença de pressão entre as duas extremidades da linha. Para que o material não se expanda e, portanto, não ocorra a transição para o escoamento de rolhas, é necessário um obstáculo ao final da linha, tal como uma porta de saída.

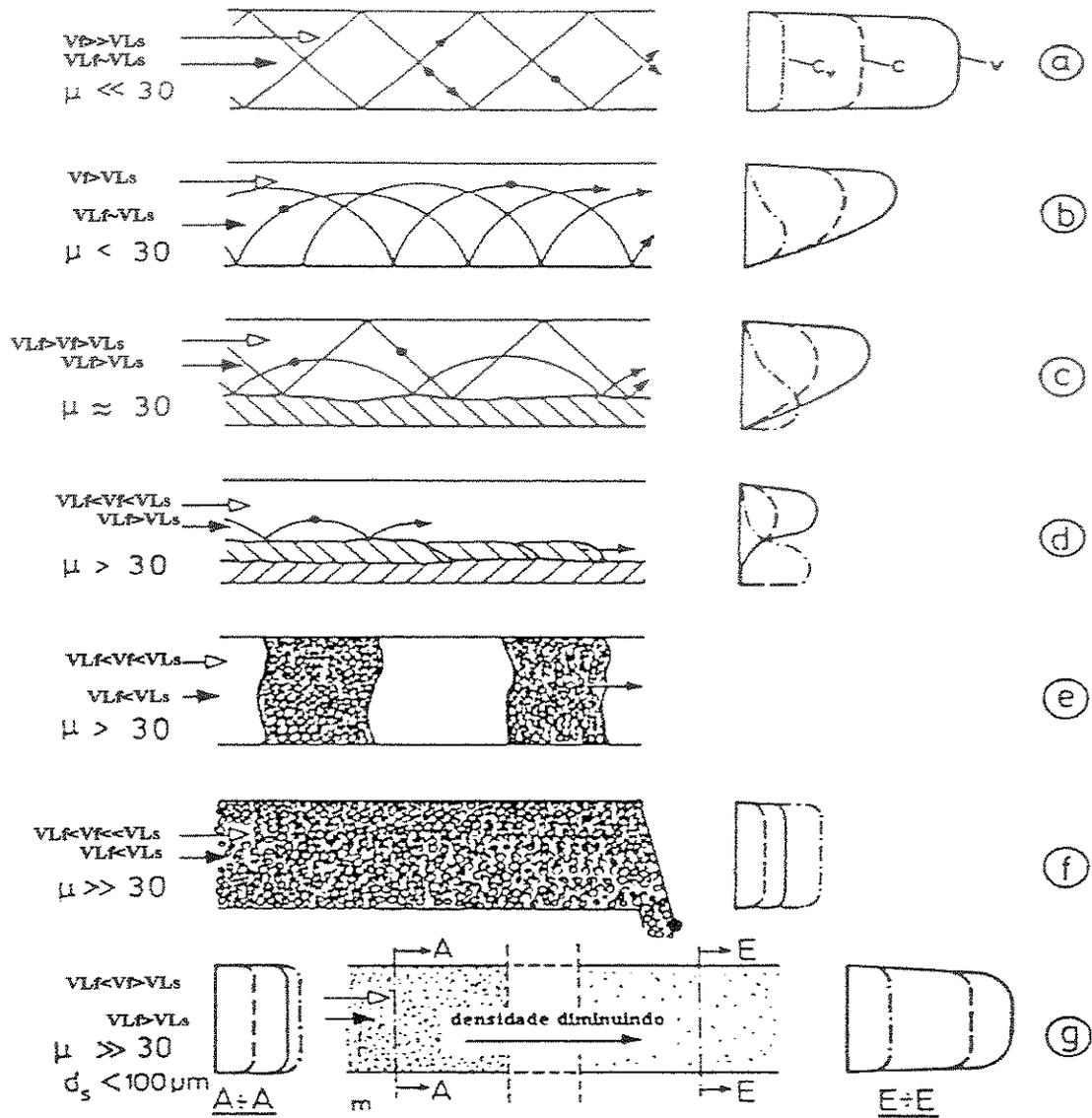
O material é transportado de maneira compacta, sem movimento relativo apreciável entre as partículas. Curvas constituiriam obstáculos intransponíveis para esse regime de escoamento, causando entupimento, pois exigiriam o difícil desligamento dos grãos entre si (sendo o material de granulometria grosseira). As razões de mistura, μ , podem atingir valores muito altos.

f) Escoamento em fases fluidizadas

Se o material, por outro lado, é de granulometria fina, fluidizável, uma mistura bastante densa de material e gás transportador pode escoar pela tubulação como se fosse um pseudo-fluido. A admissão do material é feita com ajuda de um leito fluidizado. As variações de pressão ao longo da linha são bastantes elevadas, com o gás expandindo-se devido a esta perda de carga associada ao escoamento. Deve ser observado que a chamada Velocidade Mínima de Fluidização é menor que a velocidade de queda livre das partículas individuais. Devido à expansão, porém, a velocidade do gás aumenta ao longo da tubulação, podendo haver a transição para o transporte em dunas e meadas, atingindo até o transporte em fase diluída, no final da tubulação.

A Figura 2.1.5 apresenta o esquemático das formas de escoamentos anteriormente abordadas, correlacionando-as com o valor de μ , e velocidade da partícula.

Apresenta-se o modelo em escoamento horizontal por ser quase a totalidade do transporte a ser desenvolvido neste estudo.



a) e b) Escoamento em fase diluída; c) escoamento em meadas; d) escoamento em dunas; e) escoamento em rochas; f) escoamento em fase densa compacta; g) escoamento em fase densa fluidizada;

Os valores indicados para μ valem para $\rho_s = 2500 \text{ kg/m}^3$

Figura 2.1.5 – Tipos de Escoamento no Transporte Pneumático Horizontal

2.1.3. Diagrama de Estado

O diagrama de estado da Figura 2.1.6 mostra os gráficos do gradiente específico de pressão $\Delta P/L$ em função da velocidade superficial do gás V_f . O diagrama de estado é importante por que define claramente a região onde ocorre a mudança entre a fase diluída e a fase densa (Marcus et al, 1990).

Na Figura 2.1.6, a linha AB representa a perda de pressão devido ao atrito para uma tubulação transportando apenas o gás. Suponhamos que para uma determinada velocidade do ar V_1 , certas partículas sólidas fossem homogeneamente introduzidas dentro da tubulação com uma taxa de alimentação constante G . Devido ao arrasto das partículas sólidas e também à interação partículas - paredes, a queda de pressão aumentaria de B para C com a introdução de tais partículas.

A título de ilustração, tome como exemplo a curva CD, para uma vazão mássica de sólidos G_1 , diminuindo a velocidade do fluido transportador, a velocidade das partículas é reduzida e a razão de fluxo mássico (μ) aumenta, resultando em diminuição da perda de carga devido ao atrito dos sólidos.

O ponto D representa a condição limite na qual todos os sólidos podem ser transportados como uma suspensão em fase diluída. A velocidade do ar correspondente ao ponto D é chamada de velocidade limite de depósito. No ponto D, uma posterior diminuição na velocidade do gás iria resultar em uma deposição substancial de sólidos (formação de camada), resultando em um aumento na perda de carga para o ponto E. A camada gera uma redução da área transversal do tubo e por isso gera uma área com maior velocidade que influi no transporte dos sólidos. De importância vital, entretanto, é a forma desta camada. Dependendo da pressão e da natureza dos produtos, dois tipos de camadas podem ser obtidos em sistemas de transporte pneumático: a camada estacionária e a camada móvel. A camada estacionária resulta de uma estratificação permanente no fundo do tubo. Esta camada permanece intacta enquanto as condições predominantes da velocidade do ar e da vazão de sólidos existirem. Efetivamente, esta camada resulta em uma redução na área da seção transversal do tubo e facilita o escoamento da fase diluída sobre a camada.

Com alguns tipos de sólidos é possível obter uma camada móvel típica daquela encontrada em modos de fase densa. Nesta situação, dois tipos de escoamento predominam na tubulação. A camada móvel tem uma alta concentração de sólidos e acima da camada é comum achar um transporte de fase diluída. Dependendo das características do material e da possibilidade de um aumento de pressão do soprador, geralmente um estágio transitório ocorre no qual uma camada estacionária é transformada em uma camada móvel. Esta situação particular resulta em um aumento violento da pressão no sistema e se a mesma for inadequada, pode ocorrer entupimento do sistema.

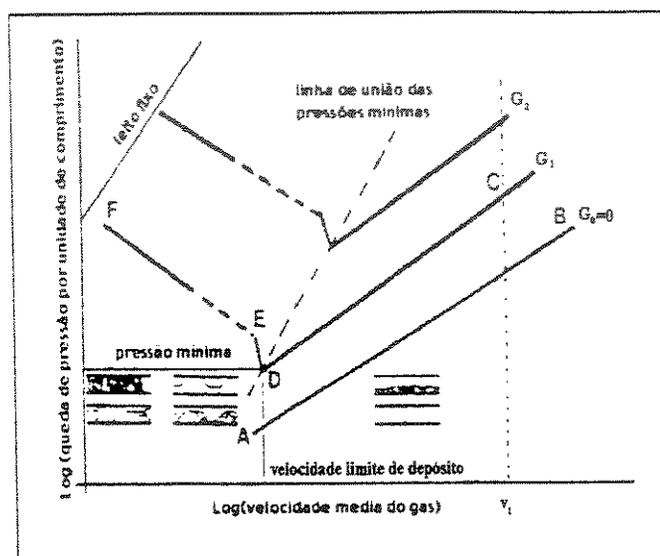


FIGURA 2.1.6.: Diagrama de estado para escoamento horizontal

Para uma operação segura em fase diluída e com uma máxima economia de energia, é necessário operar o sistema com uma velocidade um pouco maior do que a velocidade limite de depósito (velocidade na qual as partículas começam a se depositar no fundo da tubulação). Além disso, pode ser visto que existe a necessidade do sistema operar em pressões mais altas resultando na obrigatoriedade de sistemas de alimentação que possam trabalhar nestas condições.

Com uma diminuição ainda maior da velocidade do gás (Linha EF), a massa de sólidos será parcialmente transportada pela suspensão acima da camada de sólidos e também pelo deslocamento de um pistão da própria camada estacionária. Mais uma vez, pelo fato do aumento da carga de sólidos, é observado um aumento da pressão.

No diagrama de estado estão ilustradas várias curvas para várias razões de fluxo mássico de sólidos. Pode ser observado que para cada curva de cada razão de fluxo mássico de sólidos há um ponto de pressão mínima correspondente à velocidade limite de depósito.

De grande importância neste estudo é a curva obtida pela conexão entre os pontos de pressões mínimas para cada razão de fluxo mássico. Percebe-se que a curva se desloca positivamente nos dois eixos indicando que para uma maior carga de sólidos, a velocidade limite de depósito se torna maior. Este aspecto particular é de vital importância para os projetistas de sistemas, pois demonstra que um sistema pode ser projetado para operar em uma determinada razão de escoamento de sólidos (μ) e se fosse desejado, aumentar a vazão de alimentação de sólidos, seria necessário aumentar a velocidade de transporte e, portanto a vazão de fluxo de gás para garantir um transporte estável.

2.1.4. Classificação de Geldart dos Pós

O regime de transporte das partículas está intimamente associado com as características físicas das mesmas. Geldart (apud Marcus et al., 1990) propôs a separação das partículas em diversos grupos:

GRUPO A:

São materiais que tem um tamanho médio das partículas pequeno ou baixa densidade das partículas ($\rho_s < 1,4 \text{ g/cm}^3$). Podem ser transportados como uma bolha longa e de fase densa com poucos problemas de entupimento, como, por exemplo, o cimento.

GRUPO B:

Partículas de tamanho $40 \mu\text{m} < d_s < 500 \mu\text{m}$ e densidade $1,4 < \rho_s < 4 \text{ g/cm}^3$. Pós que fluem livremente (não coesivos) e que podem ser transportados com razões de vazões mássicas sólido / gás de até 100 vezes.

GRUPO C:

São pós coesivos, de diâmetros muito pequenos. Devido à sua natureza coesiva, os pós deste grupo tendem a se aglomerar em um sistema de transporte convencional, levando ao

entupimento do tubo, em tais sistemas é necessário a utilização de tubos flexíveis para evitar este fenômeno físico.

GRUPO D:

Partículas de grandes diâmetros. Transportados com altas velocidades do gás, ou uma baixa razão mássica sólido/gás de transporte.

As características granulométricas de densidade dos diferentes pós podem ser visualizadas através do diagrama de Geldart, mostrado na Figura 2.1.7.

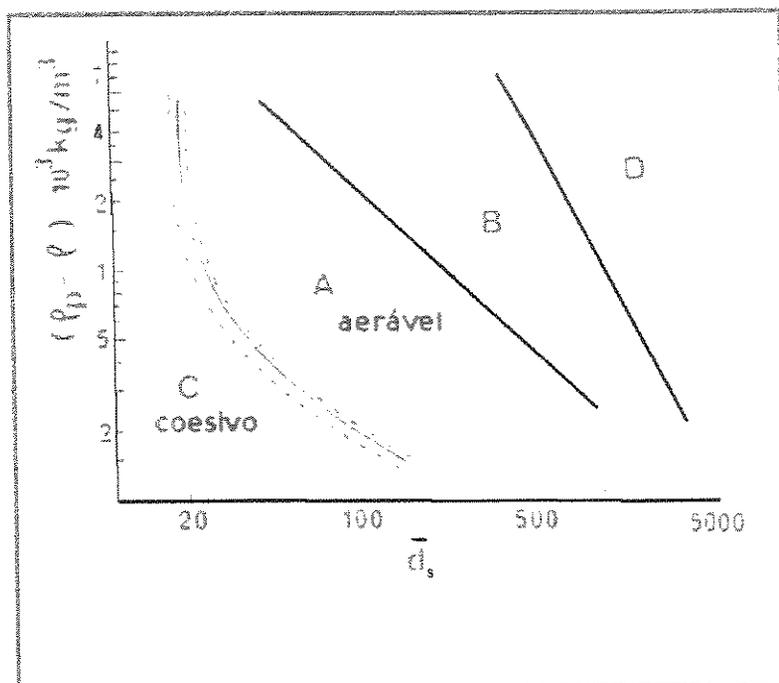


FIGURA 2.1.7.: Diagrama de Geldart. MARCUS et al. (1990)

2.1.5. Modelagem Matemática do Escoamento Horizontal em Fase Diluída

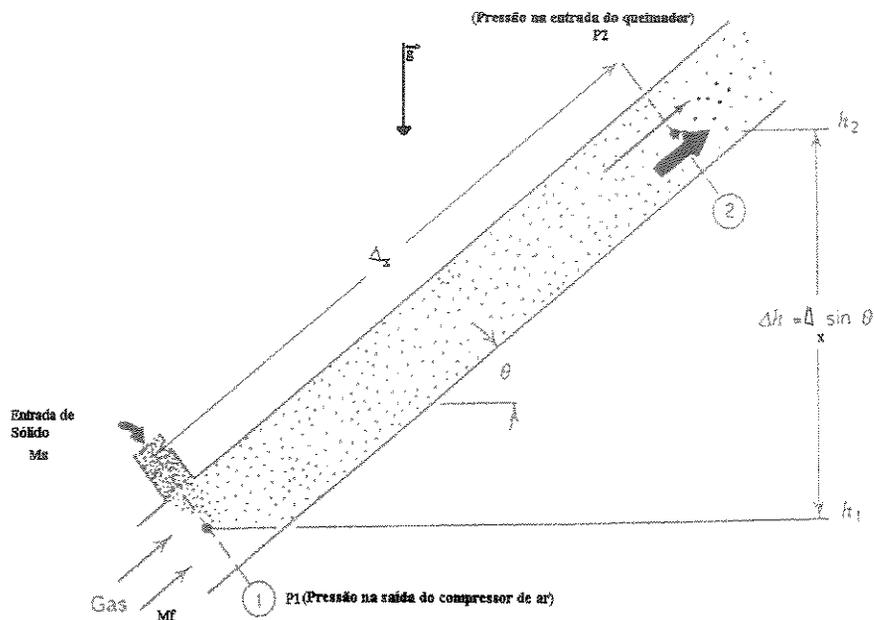


FIGURA 2.1.8.: Escoamento Bifásico

Através da Figura 2.1.8 (Wallis, 1969), são obtidos os modelos matemáticos referentes aos dois grupos de escoamentos possíveis, ou seja, escoamento na direção vertical ou horizontal, ambos com todas as formas de escoamentos abordados no Item 2.1. (escoamento em fase diluída, meadas, dunas, rolhas, densa compacta e densa fluidizada).

A modelagem matemática aqui abordada é o Escoamento Horizontal em fase Diluída, por ser praticamente a totalidade do trajeto da tubulação a ser montada para o transporte dos finos de carvão da unidade PCI até os fornos de calcinação. Como a forma de escoamento a ser utilizada para o transporte pneumático será em fase diluída e o diâmetro de mais de 80% das partículas são $\leq 75\mu\text{m}$, considera-se que a mistura comportar-se-a como gás ideal. As variações de temperatura

onde:

ε' = fração volumétrica do sólido; e

$\theta = 0^\circ$ (horizontal), 90° (vertical ascendente) e -90° (vertical descendente).

$$\rho_f = \frac{\bar{P}}{R_{Ar} \cdot T} \quad (2.8)$$

onde:

T = temperatura absoluta [K]

$$\bar{P} = \frac{P_{compressor} + P_{queimador}}{2} = \frac{P_1 - P_2}{2} \quad (2.9)$$

$$P_{queimador} = P_{atm} + \Delta = P_{In} \quad (2.10)$$

O cálculo de ε' é feito da seguinte forma:

a) Trechos Horizontais

Assumindo que o sólido e o gás tenham a mesma velocidade, chega-se a:

$$\varepsilon' = \frac{\frac{\dot{M}_s}{\rho_s}}{\frac{\dot{M}_f}{\rho_f} + \frac{\dot{M}_s}{\rho_s}} \quad (2.11)$$

b) Trechos Verticais Ascendentes

Como o escoamento proposto é de fase diluída, desprezaremos o deslizamento entre as fases e usaremos a Equação 2.11, pois as partículas são muito pequenas (diâmetro médio de 75 μm). O termo referente ao atrito do gradiente de pressão é obtido através da Equação 2.12.

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta x}\right)_F = \lambda \cdot \frac{1}{D} \cdot \frac{1}{2} \cdot \rho_m \cdot j^2 \quad \text{ou} \quad \Delta P = \lambda \cdot \frac{L}{2D} \cdot \frac{\dot{M}^2}{\rho_m \cdot A^2} \quad (2.12)$$

onde:

D = diâmetro interno do tubo (D_{\min} para escoamento crítico $< D < D_{\max}$ para garantir a fluidização)

$$j = \frac{\frac{\dot{M}_f}{\rho_f} + \frac{\dot{M}_s}{\rho_s}}{\frac{\pi D^2}{4}} = \text{velocidade superficial da mistura} \quad (2.13)$$

O último termo da Equação 2.4 é referente à aceleração e é expresso pela equação 2.14.

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta x}\right)_A = \left(\frac{j}{c}\right)^2 \cdot \left(\frac{\Delta P}{\Delta x}\right)_{total} \quad (2.14)$$

onde:

$$\left(\frac{j}{c}\right)^2 = \text{número de Mach};$$

j = velocidade da mistura;

$$c \cong c_f \sqrt{\frac{\rho_f}{\rho_s}} \cong c_f \sqrt{\frac{1}{1 + \frac{M_s}{M_f}}} = \text{velocidade do som na mistura}; \quad (2.15)$$

$$c_f = \sqrt{R_m \cdot T} = \text{velocidade isotérmica do som no ar}; \quad \text{e} \quad (2.16)$$

R_m = constante do gás (ar) = 287.

Esta componente poderá ser desprezada, caso a velocidade da mistura (j) seja muito menor do que a velocidade do som da mistura, o que representaria uma componente $(j/c)^2$ praticamente nula.

2.2. Escoamento da Partícula para O Interior da Câmara Combustora, Através do Queimador

A injeção pneumática de partículas de carvão para o interior de uma câmara de combustão é realizada pelo dimensionamento do bico do queimador, que levará em consideração a velocidade em jato livre na extremidade deste bico (u_p). Biswas (1993) propõe que esta velocidade deve ser tal que possibilite a total queima do combustível no interior da câmara e para tanto sugere a formulação para a determinação da velocidade (u_p) que leva em conta as dimensões do forno rotativo.

2.2.1. Determinação da Velocidade Inicial da Partícula

O primeiro passo da análise requer estabelecimento da velocidade da partícula no estágio inicial do jato livre de modo a alcançar a localização desejada no forno.

Geralmente a primeira metade do forno é utilizada para pré-aquecimento do minério (no caso de redução direta de minério de ferro em fornos rotativos), ou para queima completa do combustível sólido, por exemplo, finos de carvão, como é o caso do estudo proposto para este trabalho nos fornos de calcinação (Figura 2.2.1). A equação para a velocidade inicial de uma partícula de carvão em um jato livre é dada por (Biswas, 1993):

$$u_p = S \sqrt{\frac{g_c}{2h}} \quad (2.17)$$

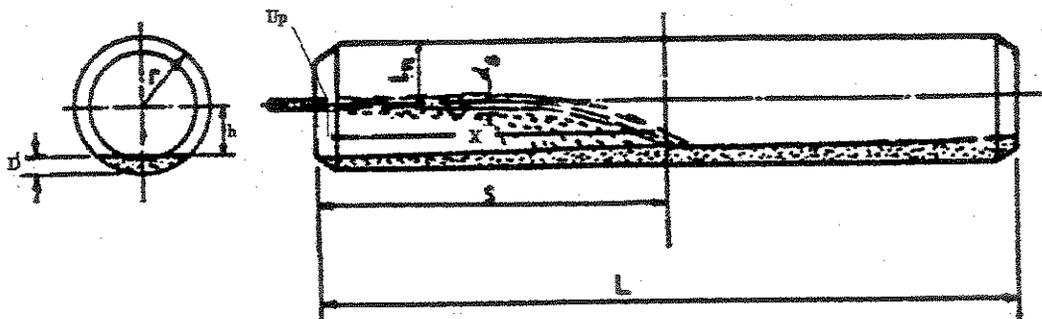


Figura 2.2.1 - Esquema da Faixa de Injeção de Carvão em Fornos Rotativos

2.2.2. Jato livre turbulento

A corrente de ar misturada com partículas de carvão que caminham para a entrada do forno, que na figura 2.2.2., é o ponto de saída de produto do forno rotativo que no exemplo é usado para produzir ferro gusa em redução direta. O jato sofre expansão no espaço interno livre do forno como um jato livre turbulento.

Um jato livre turbulento tem 04 zonas como mostrado na Figura 2.2.3. O fluido com o cone (parte central) tem uma mesma velocidade comparada à velocidade de descarga na região 1. A região 2 é conhecida como zona de transição. A região 3 é onde a velocidade estabelecida é obtida e a região 4 ou região terminal é onde a velocidade reduz rapidamente numa curta distância para menos do que 0,3 m / s, o qual é usualmente considerada como ar parado. A distribuição longitudinal da velocidade ao longo da linha central na zona estabilizada é dada pela equação abaixo (Biswas, 1993):

$$\frac{v_x}{v_a} = 2,28 \times \left(\frac{d_p}{x} \right)^{0,5} \quad \text{para } 5 < \frac{x}{d_p} < 2000 \quad (2.18)$$

Obs.: é aplicada para v_x de 12 m / s até 60 m / s

Biswas sugere a utilização da equação a seguir para o cálculo do d_p , pois envolve a taxa de injeção de massa sólida e do fluido de transporte:

$$d_p = \sqrt{\frac{4}{\pi \times C_d} \left(\frac{\dot{M}_s}{\rho_s \times u_p} + \frac{\dot{M}_f}{\rho_f \times V_a} \right)} \quad (2.19)$$

onde: $C_d=0,4$ p/ $2000 < Re_m < 500000$

Também pode-se calcular o valor de d_p através da seguinte equação, considerando-se que as velocidades do sólido e fluido serão as mesmas, como é o caso deste estudo, por ser o diâmetro da partícula $< 75\mu\text{m}$ em mais de 80% do total de finos de carvão produzido na unidade de PCI e não ultrapassar de $90\mu\text{m}$ os restantes 10 a 20% e ainda trabalhar em fase bem diluída ($\sim\mu=5$):

$$M_s + M_f = \rho_m \times u_p \times \frac{\pi}{4} \times d_p^2 \quad (2.20)$$

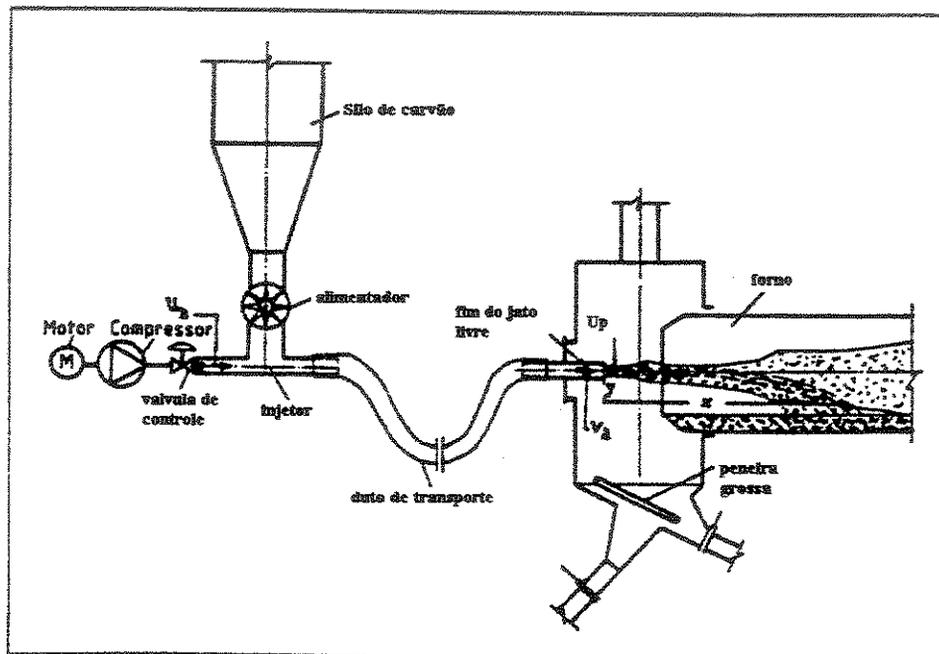


Figura 2.2.2 - Esquema do Sistema de Injeção de Carvão entre o Injetor e o Bico do Queimador.

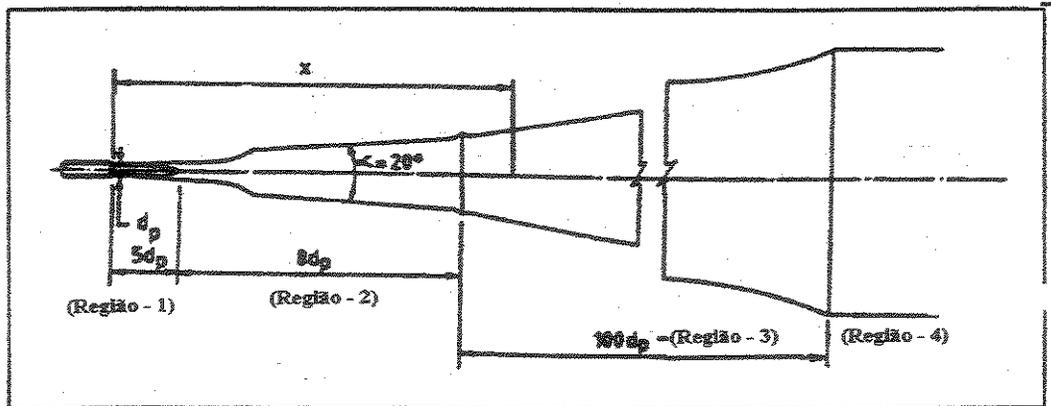


Figura 2.2.3 - Esquema de um Jato Livre Turbulento

2.2.3. Fluxo Através do Bico e Tubulação

Para se obter a pressão mínima (P_i) que garanta a velocidade u_p no bico do queimador de diâmetro d_p , pode-se calcular como proposto por Biswas (Biswas, 1993):

$$P_i = P_{in} \left[1 - u_p^2 \times \frac{(k_m - 1)}{2k_m R_m T_i} \right]^{\left(\frac{k_m}{k_m - 1} \right)} \quad (2.21)$$

Onde:

k_m = razão do calor específico do gás a pressão constante / volume constante da mistura;

P_{in} = pressão na entrada do queimador;

P_i = pressão no bico do queimador (entrada do forno);

$$R_m = R_m = \frac{R_{ar}}{1 + \mu} = \text{constante da mistura gás / sólido};$$

$$K_m = \frac{k_{ar} + \mu \times \left(\frac{C_s}{C_{f_v}} \right)}{1 + \mu \times \left(\frac{C_s}{C_{f_v}} \right)} \quad (\text{Wallis, 1969}) \quad (2.22)$$

onde: C_s = Calor específico do sólido (carvão);

C_{fv} = Calor específico do fluido (ar) a volume constante.

Deve-se ressaltar que esta metodologia leva em conta que para efeito do cálculo das velocidades da partícula no duto (v_p) e a velocidade do ar no mesmo duto (v_a) estas velocidades serão as mesmas, devido ao pequeno diâmetro da partícula, portanto, despreza-se o efeito de arraste.

Desta forma a velocidade da partícula (u_p) no bico do queimador é a mesma velocidade do ar no mesmo ponto.

2.3. VELOCIDADE DE QUEDA DAS PARTICULAS NO TRANSPORTE PNEUMÁTICO

De todos os parâmetros possíveis, a velocidade do ar talvez seja o parâmetro que mais influência no dimensionamento de sistemas de transporte pneumático, conseqüentemente, projetos de engenharia são freqüentemente encarados com certa complexidade no que diz respeito à decidir o valor racional da velocidade de transporte do ar.

Datta e Basu propõem uma análise crítica dos modelos tradicionais, sendo acompanhados de tempo em tempo para a escolha da velocidade do ar no projeto do sistema de transporte pneumático.

A velocidade do ar deve garantir um perfeito transporte dos sólidos em suspensão enquanto a mistura flui com certa taxa dada através da tubulação. Uma noção geral existente é que a velocidade do ar pode ser no mínimo igual ou maior que a velocidade limite de depósito de sólidos a ser transportado. De outro modo, um lugar com fluxo inicial uniforme adquirindo uma transformação interna não estável, conduz para deposição de sólidos no fundo do tubo o qual pode eventualmente levar ao bloqueio total da tubulação e algumas vezes perdendo o controle.

Enquanto a análise da velocidade limite de depósito isoladamente poderia ser sem sentido, outros parâmetros relevantes, como a taxa de vazão mássica, densidade de sólido, tamanho do tubo, tamanho da partícula, coeficiente de arraste, etc. e influência direta ou indireta deles, também necessitam ser claramente avaliadas. Datta & Basu (1993) apresentam a natureza da variação da velocidade de depósito (V_L) com referência à contribuição dos parâmetros de alguns dados de sistemas classificados. Contudo, o escopo deste estudo está limitado somente para o Transporte Horizontal do carvão.

2.3.1. Avaliação dos Cálculos de Velocidade Limite de Depósito (V_L)

Durante as últimas duas décadas diferentes autores têm analisado a influência da velocidade limite de depósito no transporte pneumático de vários sólidos por meio de sucção ou pressão. Spiravakovsky & Dyachkov (1985), apresentam a relação funcional da velocidade limite de depósito como apresentado na Equação 2.23.

$$V_L = K' \times \sqrt{\frac{\rho_s \times d_s}{100 \times \rho_f}} = C_1 \times \sqrt{\frac{\rho_s \times d_s}{\rho_f}} \quad (2.23)$$

onde:

K' = Fator numérico que depende da forma, tamanho e condições de superfície das partículas sólidas sendo transportadas, podendo variar de 10 a 170.

Quanto menor o tamanho da partícula, mais baixo será o valor de C_1 ; As partículas de forma esférica podem variar de diâmetro entre 0,00001 m à 0,07 m. Contudo, na falta de alguma escala proposta para a variação do valor de C_1 , o valor real pode resultar em uma ampla flutuação da velocidade limite de depósito para algumas variações do tamanho da partícula. Também este fator, sendo dependente no tamanho e forma da partícula, pode ter um enfraquecimento interno ocasionando o efeito de força de arraste. Mais, os parâmetros importantes como concentração volumétrica, tamanho do tubo, etc. e os possíveis efeitos deles na V_L ainda não foram claramente descritos.

A equação revisada para encontrar a Velocidade Limite de Depósito proposta por Spivadosvsky & Dyachkov (1985) é:

$$V_L = K_1 \times \sqrt{\frac{\mu \times g \times D_n \times (\rho_s - \rho_f)}{\rho_f}} = C_2 \times \sqrt{\frac{\mu \times D_n \times (\rho_s - \rho_f)}{\rho_f}} \quad (2.24)$$

onde K_1 = Fator que leva em conta as características físicas do material em relação ao tamanho e forma da massa e o teor da umidade. O valor deste fator pode variar de 0,1 à 0,3.

Contrariando a Equação 2.23, a Equação 2.24, aparentemente não leva em conta o efeito da força de arraste sendo desenvolvida no transporte da partícula. É observado que o tamanho da

partícula como considerado na equação anterior tem sido substituída aqui pelo tamanho do comprimento do tubo com a incorporação da vazão mássica.

Macnaughton (1981) sugere uma velocidade média de transporte para um dado limite de tamanho da partícula, densidade do sólido e distância de transporte.

A variação da velocidade média do ar em relação ao comprimento do transporte como proposto por Mcnaughton é apresentada na Tabela 2.3.1.

Tabela 2.3.1 – Estudo Comparativo das Equações de Velocidade Limite de Depósito

Tamanho da partícula (m)	Distância de transporte (m)	Velocidade média do ar (m/s)		
		$\rho_s \leq 881$	$881 < \rho_s < 1361,7$	$1361,7 < \rho_s < 1841,2$
-	-			
<0,0003	61,0	20,3	25,4	30,5
	142,4	25,4	30,5	35,6
	304,8	30,5	35,6	40,6

O aumento na velocidade média de transporte baseada somente no aumento do comprimento do tubo não parece ser suficiente para a determinação da velocidade de depósito, segundo Datta e Basu. A parte do comprimento negligenciado e o *lay-out* da tubulação também influenciam na queda de pressão total e na correspondente velocidade média de transporte, assim, uma idéia de uma velocidade média de transporte pode ser modificada baseada numa escala apropriada para um incremento da faixa da densidade da massa em passos discretos.

Para vencer os limites sendo impostos no respectivo tamanho das partículas e densidade da massa, Mcnaughton propõe a velocidade mínima de transporte como:

$$V_L = C_3 \times \sqrt{\rho_S \times d_S} \quad (2.25)$$

onde C_3 = numero constante de valor 3,319

A aplicação da Equação 2.25 é somente possível para tamanho de partículas maiores que 0,0003m ou para algum material tendo densidade do sólido de mais que 1361,7 Kg/m³ independente de algum tamanho de partícula. Brock (1971) examina a velocidade limite de depósito como:

$$V_L = C_4 \times \sqrt{\frac{(\rho_s - \rho_f)}{\rho_f} \times D_n} \quad (2.26)$$

onde:

C_4 = constante numérica de proporcionalidade que pode variar de 3 a 4 dependendo de d_s , D_n , ρ_s e ρ_f . Dele é visto que a velocidade limite de depósito é diretamente proporcional ao quadrado do tamanho do tubo original. Mais ainda, ele é recomendado para todos tamanhos de tubos usados acima de 0,5 m.

Brock (1985) modificou a Equação.2.26 e propôs a seguinte para o cálculo de V_L :

$$V_L = C_5 \times \sqrt{\frac{(\rho_s - \rho_f)}{\rho_f} \times D_n} \quad (2.27)$$

onde C_5 = constante numérica igual a 4,43.

O desenvolvimento da Equação 2.27 é baseado na consideração da energia. Ao invés de usar o número de Froude para partículas, o número de Froude para tubos é que é considerado nesta formulação.

O conceito de velocidade livre de queda como tem sido considerado por diversos autores, também apresenta uma linha guia para a seleção da velocidade limite de depósito em transporte pneumático e é dado abaixo:

$$V_L = \sqrt{\frac{4}{3} \times \frac{g \times d_s \times (\rho_s - \rho_f)}{C_d \times \rho_f}} \quad (2.28)$$

A equação acima pode ser considerada válida e C_d permanece praticamente constante e igual a 0,05 (aproximadamente) para partículas esféricas quando o número de Reynolds para algumas condições de fluxo dadas supere o valor de 3000, o qual poderia ser muito bem aplicada para o transporte pneumático de sólidos em fase diluída. Baseada nestas considerações a equação de V_L como acima descrita, poderia ser transformada internamente de uma forma mais geral, como descrita na Equação 2.29.

$$V_L = C_6 \times \sqrt{\frac{(\rho_s - \rho_f)}{\rho_f}} \times d_s \quad (2.29)$$

onde C_6 = constante numérica de valor igual a 5,1 (aproximadamente)

O uso da Equação 2.29 como uma forma generalizada para determinação da velocidade livre de queda pode resultar em um julgamento genuíno, com o real mecanismo envolvido no transporte pneumático da massa sólida, principalmente na aplicação de queda livre de uma partícula esférica através de um fluido em regime permanente.

Baseado nas equações anteriormente citadas, observa-se que todas elas são a versão modificada da velocidade de queda livre para a determinação da velocidade limite de depósito.

Pode-se notar que as Equações 2.23 e 2.25 são similares a 2.29, exceto pela diferença da constante numérica (C_n). Por outro lado, as Equações 2.24, 2.25 e 2.26, são somente versões modificadas da Equação 2.29. É interessante notar que todas as Equações 2.24, 2.25, 2.26 e 2.29 usam o termo $(\rho_s - \rho_f)/\rho_f$, como mostrado na Tabela 2.3.2., enquanto a Equação 2.26 somente considera ρ_s ; contudo, a diferença no valor de V_L em alguns casos é praticamente negligenciável.

Tabela 2.3.2. Estudo Comparativo das Equações de Velocidade Limite de Depósito

Eqs	Fórmula proposta	Constante numérica (C_n)	Fonte
2.23	$V_L = C_1 \times \sqrt{\frac{\rho_s \times d_s}{\rho_f}}$	0,3 a 5,38	Spiravakovsky e Dyachkov
2.24	$V_L = C_2 \times \sqrt{\frac{\mu \times D_n \times (\rho_s - \rho_f)}{\rho_f}}$	0,3 a 1,09	Spiravakovsky e Dyachkov
2.25	$V_L = C_3 \times \sqrt{\rho_s \times d_s}$	3,319	Mcnaughton
2.26	$V_L = C_4 \times \sqrt{\frac{(\rho_s - \rho_f)}{\rho_f}} \times D_n$	3 ou 4	Brock
2.27	$V_L = C_5 \times \sqrt{\frac{(\rho_s - \rho_f)}{\rho_f}} \times L$	4,43	Brock
2.28	$V_L = C_6 \times \sqrt{\frac{(\rho_s - \rho_f)}{\rho_f}} \times d_s$	5,1	B.K.Datta e A.K.Basu

2.29	$V_L = \sqrt{\frac{4}{3}} \times \frac{d_s \times (\rho_s - \rho_f) \times g \times \varepsilon}{C_W \times \rho_f}$	$C_W = C_7 = \begin{cases} 24/\text{Rem} & \text{para Rem} < \text{ou} = 0,2 \\ 24/\text{Rem} (1 + 3/16 \cdot \text{Rem}) & \text{para Rem} < \text{ou} = 1 \\ 21/\text{Rem} + 6/(\text{Rem})^{1/2} + 0,28 & \text{para } 0,1 < \text{Rem} < 4 \cdot 10^3 \\ 0,4 + 26/(\text{Rem})^{0,8} & \text{para } 1 < \text{Rem} < 10^4 \\ 0,35 + 5 \cdot 10^{-6} \cdot \text{Rem} & \text{para } 10^4 < \text{Rem} < 2 \cdot 10^4 \\ 0,47 & \text{para } 2 \cdot 10^4 < \text{Rem} < 10^5 \end{cases}$	Paulo Santos Assis
------	--	---	-----------------------

Embora as curvas de variação de V_L com respeito à d_s , usando as Equações 2.23, 2.25 e 2.29) são similares, como mostrado na Figura 2.3.1, uma observação crítica destaca que os valores de V_L são menores usando-se a Equação 2.25, quando comparados com a Equação 2.23. A Equação 2.29 é aproximadamente a média dos valores obtidos usando as Equações 2.23 e 2.25.

Mais ainda, a Figura 2.3.2.b mostra que os valores de V_L , usando-se a Equação 2.24, são parecidos com aqueles obtidos com a Equação 2.26 para um valor somente de $\mu = 10$. Com o aumento de μ na Equação 2.24, o valor de V_L pode aumentar consideravelmente. Similarmente, para valores menores de μ na Equação 2.24, uma correspondente diminuição no valor de V_L será obtida.

A velocidade limite de depósito, obtida de ambas as Equações 2.26 e 2.27, mostra os valores mais altos quando comparados àquelas obtidas das Equações 2.23, 2.25 e 2.29.

A Figura 2.3.2.a apresenta a variação natural de V_L com respeito ao D_n para diferentes valores de μ usando a Equação 2.24.

Do exposto para fins da determinação neste trabalho da Velocidade Limite de Queda da Partícula, utilizar-se-á a equação 2.30 (Assis, 1995) e a equação 2.29 (Datta & Basu, 1993).

$$V_L = \sqrt{\frac{4}{3}} \times \frac{d_s \times (\rho_s - \rho_f) \times g \times \varepsilon}{C_7 \times \rho_f} \quad (2.30)$$

Onde:

$C_7 =$ Coeficiente de Arraste

$C_7 =$ 24/ Rem para Rem < ou = 0,2

$$24/ \text{Rem} (1 + 3/16 \cdot \text{Rem}) \text{ para } \text{Rem} < \text{ou} = 1$$

$$21/ \text{Rem} + 6/ (\text{Rem})^{1/2} + 0,28 \text{ para } 0,1 < \text{Rem} < 4 \cdot 10^3$$

$$0,4 + 26/ (\text{Rem})^{0,8} \text{ para } 1 < \text{Rem} < 10^4$$

$$0,35 + 5 \cdot 10^{-6} \cdot \text{Rem} \text{ para } 10^4 < \text{Rem} < 2 \cdot 10^4$$

$$0,47 \text{ para } 2 \cdot 10^4 < \text{Rem} < 10^5$$

ε = Fração Volumétrica do Gás (neste trabalho o ar)

Para partículas não perfeitamente esféricas, o coeficiente de arraste atinge valores mais altos.

A dependência de C_7 com a velocidade de queda da partícula, V_L , obriga um cálculo iterativo de V_L a partir da estimativa de queda de um valor inicial, calcula-se C_7 , e com isso um novo valor para V_L e assim por diante, até que as variações sejam menores que um erro estipulado como aceitável (0,1% por exemplo). No cálculo de V_L usa-se a densidade do material sólido e não sua densidade a granel. Uma grande parte das instalações operantes hoje em dia baseia-se no transporte em fase Diluída; Evita-se usar os regimes de Rolhas, Dunas e Meadas, pois apresentam geralmente maiores riscos de entupimento da tubulação e maior dificuldade no controle das quantidades transportadas.

Modernamente, entretanto, com o melhor controle das técnicas de transporte por escoamento pneumático, encontram-se em operação diversos sistemas de grande capacidade, baseados no transporte em fase densa. Escoamentos em fase diluída podem muitas vezes envolver baixa queda de pressão na linha, o que permite dizer que o escoamento é incompressível, o que também permite grandes simplificações nas equações gerais. Como neste estudo $\mu=5$ (fase diluída) a velocidade a ser obtida estará compreendida entre 10 e 50 m/s, uma vez que o diâmetro do tubo esperado de projeto deverá estar entre 2 a 6" (51 a 152,4 mm) para cada linha de transporte (calcinação 1 e 2), conforme mostrado na Figura 2.3.2.a.

É de se esperar que para o sistema proposto, as velocidades encontradas sejam baixas, já que o diâmetro médio das partículas é na maioria $\leq 75\mu\text{m}$.

Em sistemas de transporte pneumático, a necessidade de levar em conta o diâmetro do tubo é para quando se estuda a velocidade inicial com o objetivo de levar as partículas do estado de estagnação ao de fluidização, também chamada de velocidade de salto. Porém, quando já se encontra em processo de fluidização, no caso finos de carvão, e se quer encontrar a velocidade

mínima em que ocorra a deposição do mesmo, o fator mais importante a ser considerado é o diâmetro da partícula.

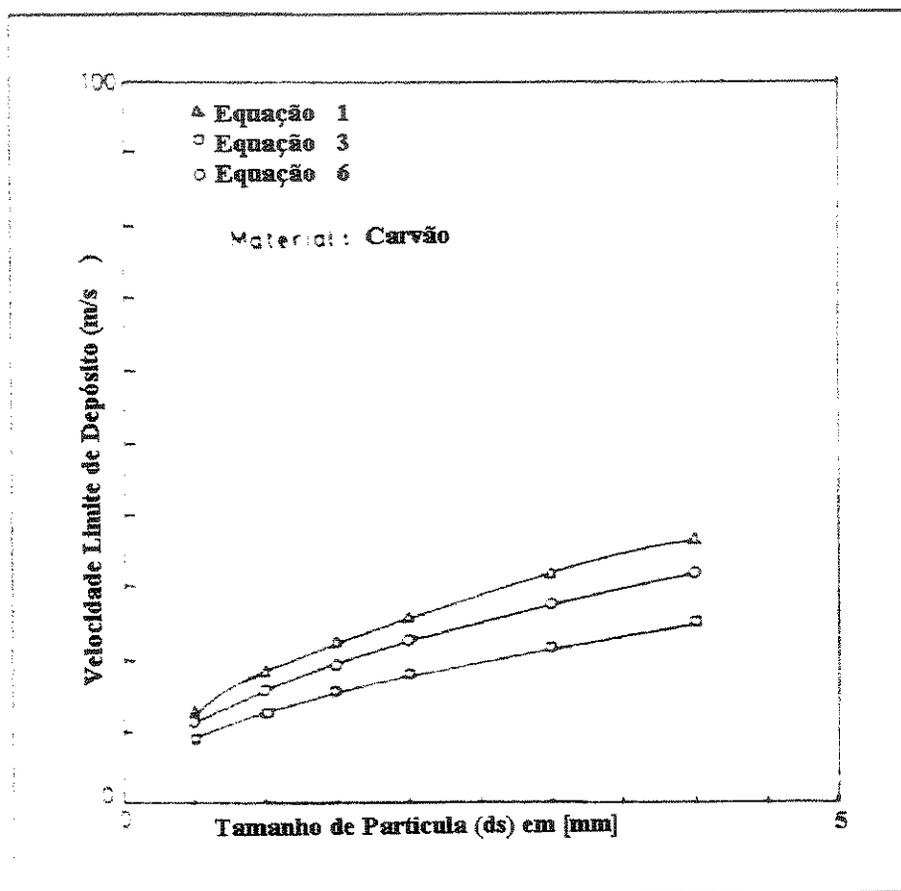


FIGURA 2.3.1.: Variação da Velocidade Limite de Depósito vs. tamanho da partícula

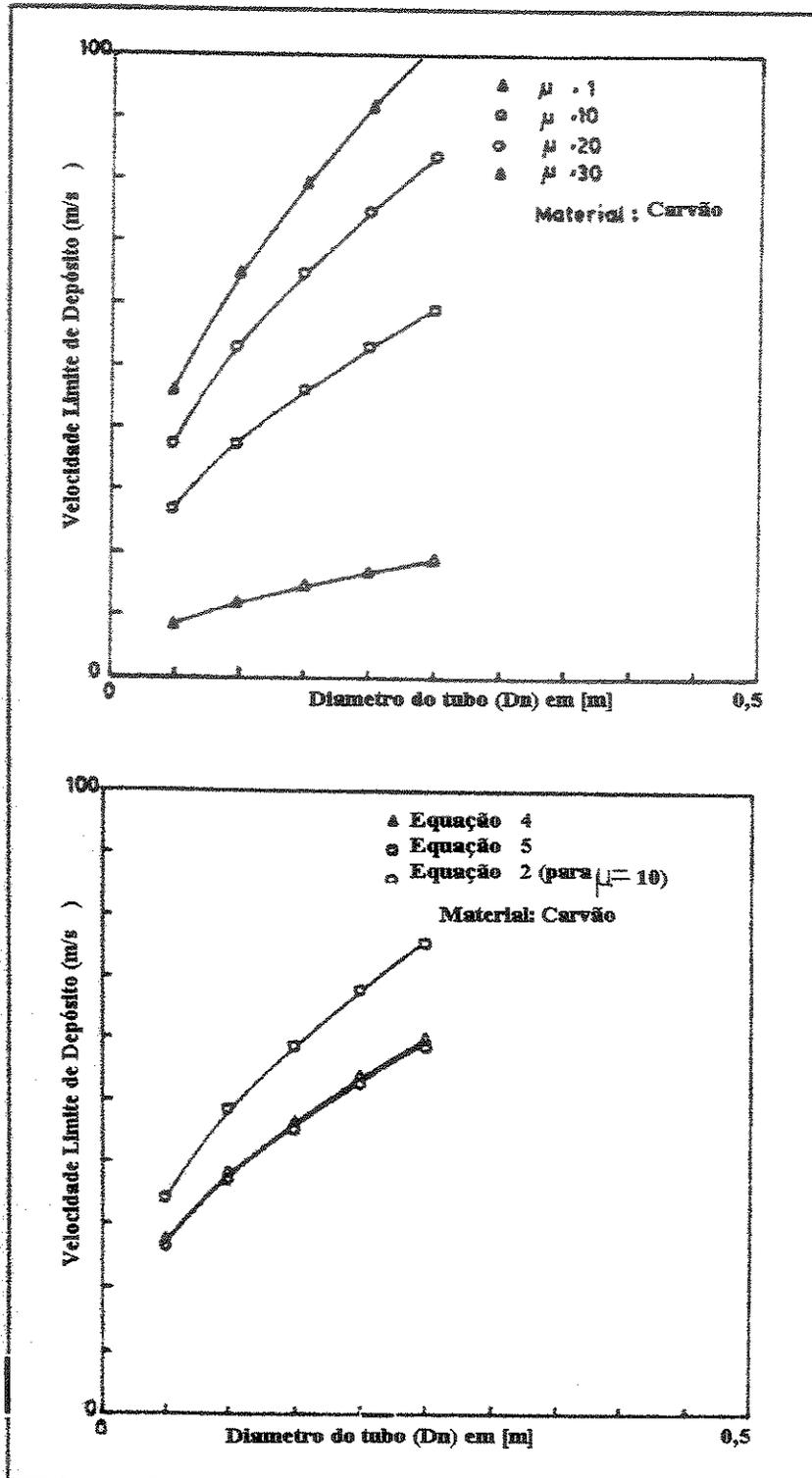


Figura 2.3.2.a e b : Variação da Velocidade Limite de Depósito vs. Diâmetro do tubo; (a) acima; Dependendo da proporção em peso do sólido no interior do tubo; (b) abaixo.

2.4. VELOCIDADE CRÍTICA NO TRANSPORTE PNEUMÁTICO (V_{CR})

Para o escoamento de um gás puro, esta é a velocidade de propagação de perturbações de pressão no meio, ou seja, a velocidade do som C , que depende do estado termodinâmico do gás em cada seção.

Para mistura gás/partículas, a velocidade crítica é menor que C e depende da razão de mistura μ .

Através da relação dp/dx , pode ser estabelecida uma relação entre a velocidade crítica e a velocidade do som no gás.

Usando as aproximações convenientes para a fase diluída ($\epsilon \rightarrow$ infinito), obtém-se a seguinte expressão (Assis, 1995):

$$V_{cr} = \sqrt{\frac{\bar{P}}{\left(\rho_f + \frac{\mu \times \rho_f \times V_p}{V_f}\right)}} \quad (2.31)$$

Onde \bar{P} = pressão média no tubo

2.5. ESTEQUIOMETRIA DA COMBUSTÃO E CÁLCULO DA PROPORÇÃO TEÓRICA DE AR/COMBUSTÍVEL

2.5.1. Estequiometria da Combustão

A maioria dos processos industriais de combustão utiliza o ar ambiente como fonte de fornecimento de oxigênio para a combustão. O conhecimento das necessidades de ar para combustão, bem como da composição e volume dos produtos de combustão é fundamental para o projeto e controle de equipamentos de combustão. A estequiometria química nos fornece os principais dados necessários aos cálculos de combustão (Sanchez, 2000).

As massas atômicas dos principais elementos envolvidos em combustão, bem como a composição do ar ambiente, encontram-se nas Tabelas 2.5.1.1. e 2.5.1.2.

Tabela 2.5.1.1.- Composição do ar em massa

Elemento	Em massa	Em volume
Oxigênio	23,2%	21%
Nitrogênio	76,8%	79%

Tabela 2.5.1.2.- Massa atômica dos elementos

Elemento	Peso Atômico
Carbono	12
Hidrogênio	1
Oxigênio	16
Nitrogênio	14
Enxofre	32

Sabe-se que alguns dos números acima requerem correção decimal. Os erros são pequenos e podem ser ignorados em grande parte se tomados no contexto de precisão das medições industriais comuns.

A massa molecular de um material é a soma das massas atômicas que o constituem. Por exemplo, a massa molecular do monóxido de carbono, CO, é $12+16=28$; da água, H₂O, é $2+16=18$, e assim por diante.

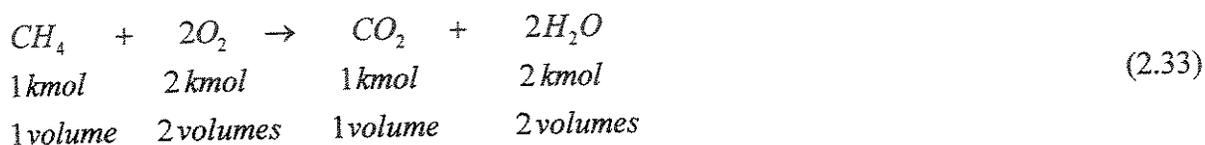
Não existem unidades comuns, mas uma unidade prática é a molécula-grama, ou grama-mol, escrita normalmente com gmol, que é em efeito, a massa molecular expressa em gramas. Assim a molécula grama, ou o gmol do monóxido de carbono pesa 28 gramas. Analogamente pode ser utilizado a molécula-quilograma, o kgmol ou kmol, ou a molécula-libra, o lbmol, o equivalente no sistema inglês.

Se uma reação for escrita em forma molecular, ela pode ser tomada para representar as quantidades relativas de reagentes em termos destas unidades práticas, como exemplificado pela Equação 2.32.



É uma equação que indica o que acontece quando um átomo de carbono e uma molécula de oxigênio reagem completamente. Em termos práticos ela estabelece que 1 kmol de carbono reage com 1 kmol de oxigênio para formar, no final, 1 kmol de dióxido de carbono. A utilização de massas atômicas ou moleculares para os elementos vai se tornar evidente quando os cálculos acima forem estudados. Para produtos e combustíveis gasosos, esta prática pode ser levada um estágio adiante.

A teoria de Avogrado estabelece, na verdade, que volumes iguais de gases diferentes sob as mesmas condições contém um número igual de moléculas de gás. Por exemplo, 1 metro cúbico de nitrogênio em CNTP contém tantas moléculas de nitrogênio quanto 1 metro cúbico de dióxido de carbono contém de moléculas de dióxido de carbono a CNTP. Segue-se que a reação molecular, quando escrita para combustíveis gasosos, não só indica a reação e os produtos em termos de moléculas-kg mas também em termos de volumes. Por exemplo, se o metano queima com oxigênio e reage completamente com tudo permanecendo em estado gasoso e sendo medido sob as mesmas condições de pressão e de temperatura, temos:

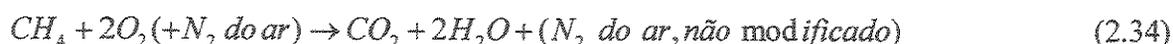


Os requisitos de energia da grande maioria dos processos industriais são obtidos originalmente de combustíveis convencionais através de uma complexa cadeia de reações denominada combustão.

Felizmente para a maioria das aplicações, esta situação de combustão potencialmente complicada pode ser reduzida a uma consideração sobre os materiais de partida – combustível mais oxigênio, normalmente como um componente do ar – e os produtos finais. Tal simplificação facilita, por exemplo, o cálculo do ar ou do oxigênio necessário para um combustível, o desprendimento potencial de calor e temperatura, e a composição ideal dos produtos gasosos de combustão produzidos. Este último ponto é útil ao inverso, em que uma comparação da composição real de gás de combustão com a composição ideal indica o rendimento do processo de combustão (Sanchez, 2000).

2.5.2. Cálculo da Proporção Teórica de Ar / Combustível

Qualquer combustível requer, de acordo com sua composição, uma quantidade específica e calculável de oxigênio (e portanto de ar, uma vez que este é o agente comum de fornecimento) para atingir teoricamente uma reação completa. Menos do que essa quantidade vai produzir combustão incompleta e, portanto, perda de calor potencial. Mais do que essa quantidade gera perdas excessivas de gás de combustão e da temperatura. Na prática, um pouco mais do que a quantidade teórica é usada para garantia da queima total do combustível. Para um material simples, com o metano sendo o constituinte principal do gás natural, as equações de combustão podem ser escritas:



A rigor, o fenômeno da dissociação vai alterar um pouco esta reação. Isto, de fato, significa a separação de parte dos produtos da combustão em outros compostos que não sejam CO₂ e H₂O, e conseqüentemente a perda de calor, de acordo com as condições exatas de equilíbrio relacionadas às temperaturas, pressões e concentrações. A dissociação típica do dióxido de carbono é dada por: $2CO_2 \rightarrow 2CO + O_2$ (2.35)

Na maioria das condições industriais, a dissociação não está muito em evidência e, apesar de sua importância ser reconhecida, ela não será levada em conta para o propósito deste estudo.

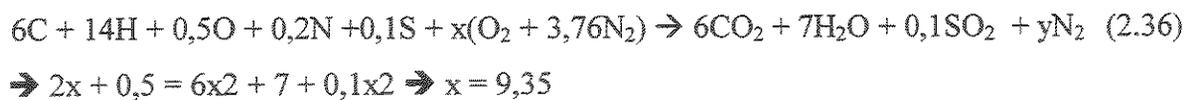
Segue-se da equação que 1 kmol de metano requer 2 kmol de oxigênio para a reação teórica completa. Portanto, convertendo para uma base de massa, 16 kg de metano requerem 64 kg de oxigênio o que, uma vez que o ar contém 23,2 % de oxigênio em peso, dá uma proporção teórica de ar/combustível de 17,25:1. é visto que, em base de volume, 1 volume de metano requer 2 volumes de oxigênio de forma que a proporção volumétrica correspondente de ar/combustível é 9,53:1. Tal mistura quimicamente correta é uma mistura estequiométrica. As situações em que uma equação exata pode ser escrita são poucas e são quase exclusivamente para combustíveis gasosos de composição conhecida ou determinada. Exatamente o mesmo procedimento pode ser seguido em qualquer caso onde equações exatas possam ser formuladas para os constituintes reativos, tomando-se os inertes como não-afetados e qualquer oxigênio livre na mistura original como disponível para a combustão (Sanchez, 2000).

A seguir é apresentado um exemplo de cálculo do balanço estequiométrico e a relação ar/combustível.

Dado um combustível fóssil com a seguinte composição em peso: Carbono,72%; Hidrogênio,14%; Oxigênio,8,0%; Nitrogênio, 2,8%; Enxofre, 3,2%. Determine a proporção estequiométrica de ar/combustível.

	C	H	O	N	S
Massa do combustível, kg/100kg de combustível	72	14	8	2,8	3,2
kmol de cada	6	14	0,5	0,2	0,1

A equação estequiométrica fica:



Massa de ar necessária: $9,35 \times 32 + 9,35 \times 3,76 \times 28 = 1283,6 \text{ kg}$

Relação A/C em massa: $\frac{1283,6}{100} = 12,8$

A proporção estequiométrica de ar/combustível em base de peso é 12,8:1. Observe que se assume que o conteúdo de enxofre está convertido em dióxido de enxofre. Se um cálculo for feito para incluir uma quantidade de ar em excesso, o procedimento é como citado, com um fator de excesso sendo introduzido na última etapa.

O coeficiente de excesso de ar (α) é a relação entre o número de moles realmente utilizado na combustão e o número estequiometricamente necessário:

$$\alpha = \frac{\text{número}_{\text{mole-realO}_2}}{\text{número}_{\text{esteq.-realO}_2}} \quad (2.37)$$

Por exemplo, se este combustível fosse queimado com 20% excesso de ar, então a proporção de trabalho de ar/combustível é de 1,20 vezes a proporção estequiométrica. A proporção ar/combustível com 20% de excesso de ar = $12,8 \times 1,2 = 15,36:1$. Quando um combustível contém cinza ou umidade, estas podem ser tratadas como constituintes inertes para aparecerem como tais nos produtos finais da combustão.

Capítulo 3

Alternativa Proposta

Neste capítulo são apresentados os macro-fluxos energéticos atual e o proposto, apenas com a distribuição interna dos energéticos envolvidos neste trabalho.

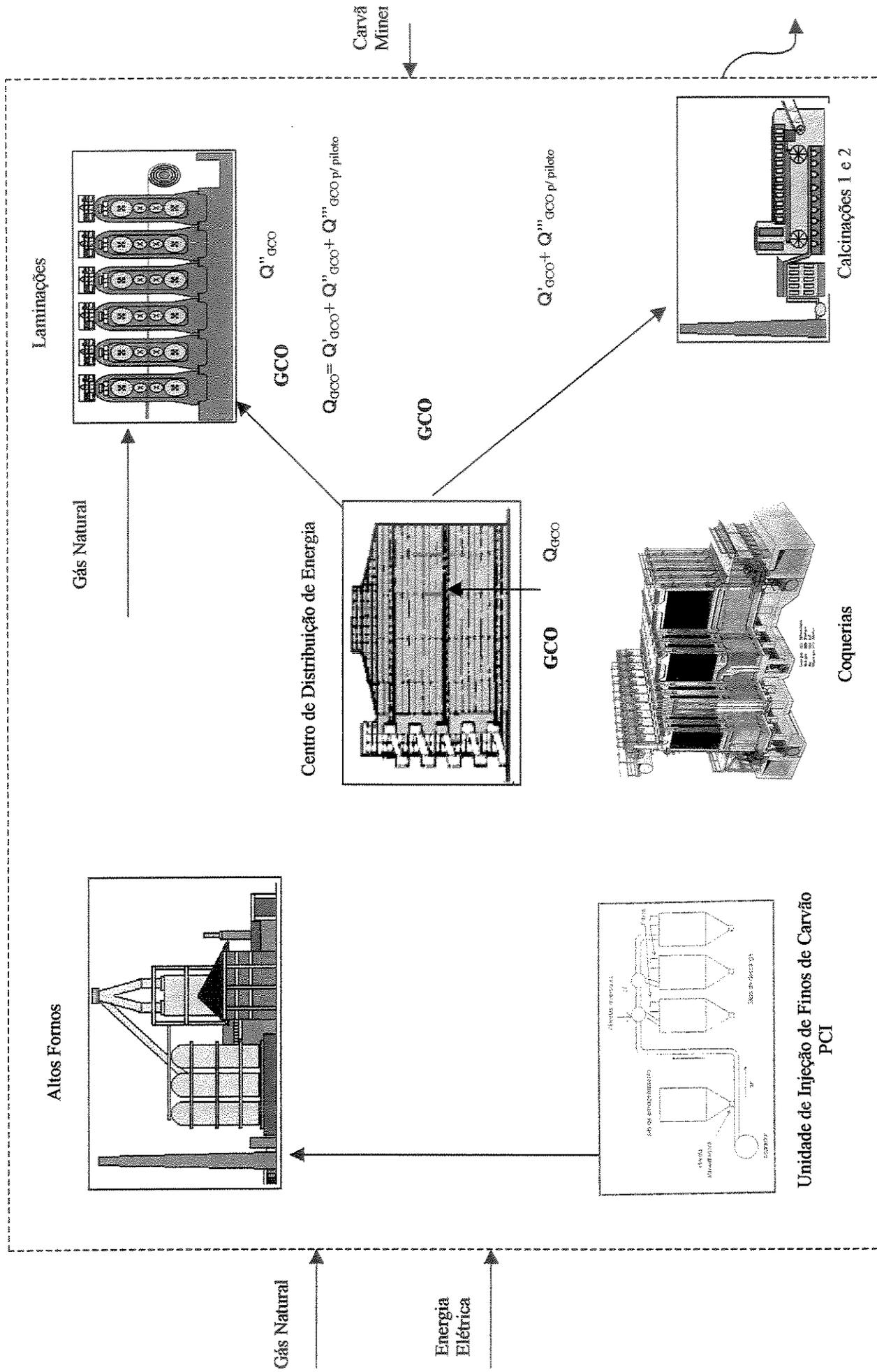
No macro-fluxo apresenta-se apenas uma visão qualitativa dos balanços energéticos envolvidos, tomando-se a COSIPA como um volume de controle (V.C.).

No Capítulo 6 apresentam-se os valores quantitativos tanto em termos energéticos como também monetário, com relação ao balanço do sistema proposto a seguir.

No Balanço energético foram consideradas as seguintes hipóteses:

- Eficiência de 1 para 1 na troca de Gás Natural x Finos de Carvão, em termos de Gcal;
- Foi considerada uma perda no manuseio e transporte dos finos de carvão de 10% em massa, na prática este número deverá ser bem menor;
- Foi desprezado o efeito da emissividade da queima das partículas de carvão, que favorecem a redução no consumo do carvão para a manutenção da mesma carga térmica interna na câmara, como forma de ter bases mais conservadoras e não considerar este ganho que na prática ocorrerá;
- Foi considerada a utilização de 20% de excesso de ar em volume na queima do Gás de Coqueria, o que é relativamente alto, porém é a condição atual nos fornos de calcinação da COSIPA; e
- Foi considerado que para a queima total dos finos de carvão serão necessários 20% de excesso de ar em massa e é a média empregada neste tipo de utilização (Field et al, 1967).

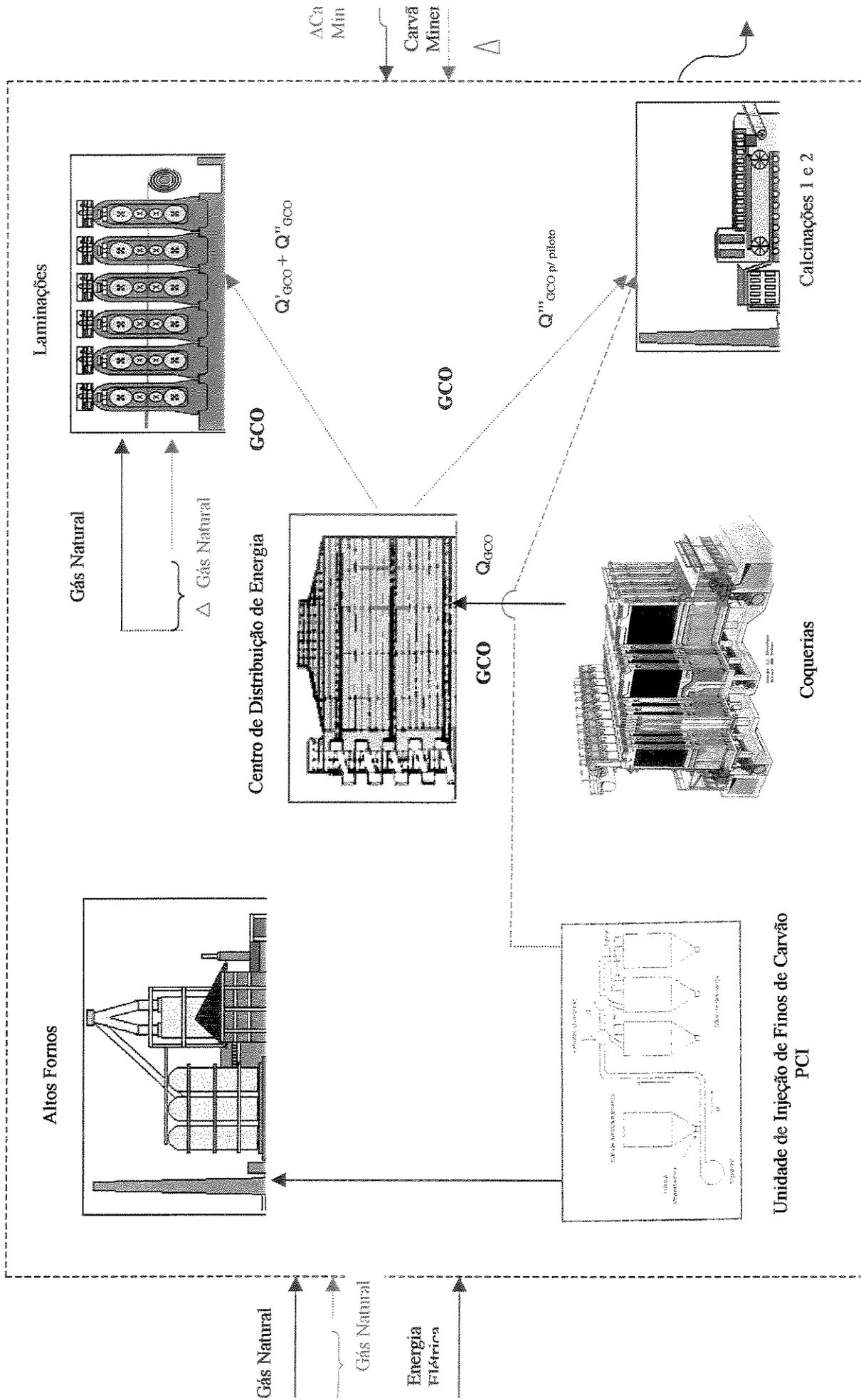
As simbologias apresentadas no macro-fluxo são: GCO: Gás de Coqueria e Q_{GCO} : Vazão de Gás de Coqueria.



v.c. = Volume de Controle

Sistema Atual: _____

Figura 3.1. Fluxo Energético Atual



Sistema Proposto:

v.c. = Volume de Controle Sistema Atual: _____

Figura 3.2 – Fluxo Energético Proposto

Capítulo 4

Estudo Básico do Sistema Proposto

4.1. Dados Iniciais

4.1.1 . Razão Mássica de Injeção de Finos de Carvão nos Altos-Fornos

ALTO FORNO 1

- *Vazão máxima de injeção:*

Carvão = $M_s = 25 \text{ ton/h}$

$$\mu = \frac{M_s}{M_f} = 8,89 \Rightarrow \underline{\mu = 8,89}$$

Ar = $M_f = 2190 \text{ Nm}^3/\text{h} = 2,811 \text{ ton/h}$

- *Vazão mínima de injeção:*

Carvão = $M_s = 8 \text{ ton/h}$

$$\mu = \frac{M_s}{M_f} = 3,12 \Rightarrow \underline{\mu = 3,12}$$

Ar = $M_f = 1997 \text{ Nm}^3/\text{h} = 2,564 \text{ ton/h}$

- *Vazão operacional normal:*

$$\text{Carvão} = \dot{M}_s = 17 \text{ ton/h}$$

$$\mu = \frac{\dot{M}_s}{\dot{M}_f} = 6,31 \Rightarrow \underline{\mu = 6,31}$$

$$\text{Ar} = \dot{M}_f = 2098 \text{ Nm}^3/\text{h} = 2,693 \text{ ton/h}$$

ALTO FORNO 2

- *Vazão máxima de injeção:*

$$\text{Carvão} = \dot{M}_s = 44,7 \text{ ton/h}$$

$$\text{Ar} = \dot{M}_f = 5273 \text{ Nm}^3/\text{h} = 6,769 \text{ ton/h}$$

$$P/R_{\text{univ}} = 0,08206 \text{ (atm.l)/(g.Mol.K)}$$

$$M_{\text{ar}} = 28,97 \text{ kgmol}$$

$$PV = nRT \Rightarrow 1 \times 5273 \times 10^3 = m_{\text{ar}}/M_{\text{ar}} \times 0,08206 \times 273,2 \Rightarrow m_{\text{ar}} = 6,769 \text{ ton}$$

$$\mu = \frac{\dot{M}_s}{\dot{M}_f} = 44,7 / 6,769 = 6,6$$

- *Vazão mínima de injeção:*

$$\text{Carvão} = \dot{M}_s = 14,3 \text{ ton/h}$$

$$\text{Ar} = \dot{M}_f = 4810 \text{ Nm}^3/\text{h} = 6,175 \text{ ton/h}$$

$$\mu = \frac{\dot{M}_s}{\dot{M}_f} = 2,32 \Rightarrow \underline{\mu = 2,32}$$

- *Vazão operacional normal:*

$$\text{Carvão} = \dot{M}_s = 30 \text{ ton/h}$$

$$\text{Ar} = \dot{M}_f = 5048 \text{ Nm}^3/\text{h} = 6,48 \text{ ton/h}$$

$$\mu = \frac{\dot{M}_s}{\dot{M}_f} = 4,63 \Rightarrow \underline{\mu = 4,63}$$

4.1.2. Razões de Fluxo Mássico

Na Figura 4.1.1 é apresentada a faixa de trabalho possível e normal no que se refere ao valor de “ μ ” aplicado no Alto Forno 1 e 2 da COSIPA.

Este dado é apenas referencial para que seja adotado o valor de μ e sua faixa máxima e mínima no transporte pneumático até os fornos de calcinação 1 e 2, aproveitando assim, uma condição operacional já existente, o que não implicará em grandes mudanças no sistema de compressão do fluido de transporte (ar), bem como, no tipo de injetor de carvão.

Para efeito de se obter o mesmo ponto ótimo de trabalho com o sistema existente, será adotado μ entre 4,63 e 6,31, ou seja, $\mu = 5$.

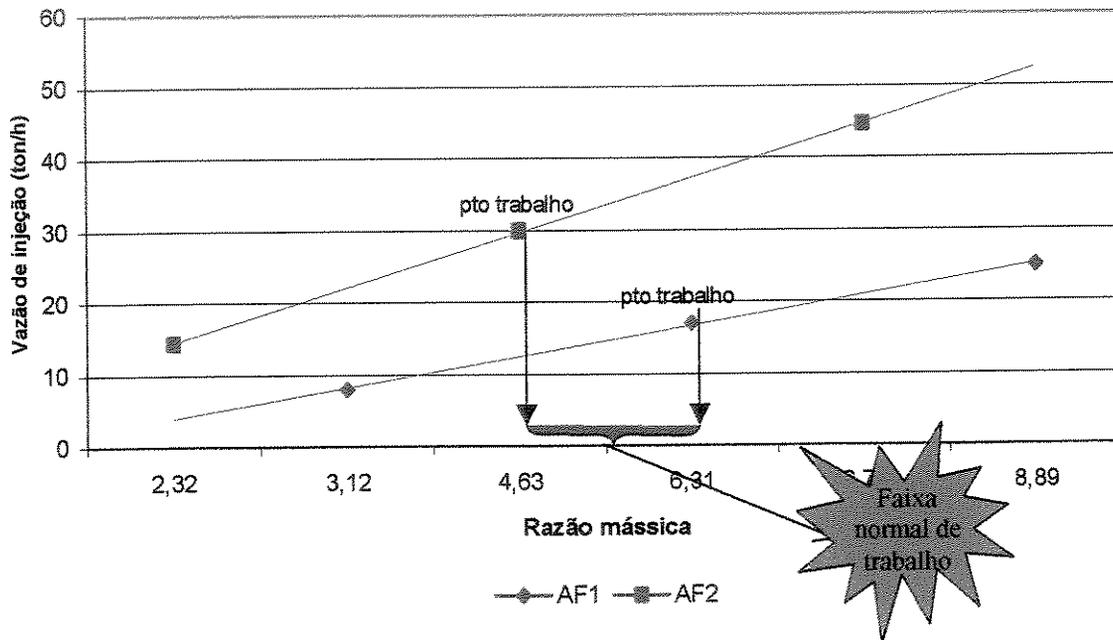


Figura 4.1.1 - Faixa de Trabalho da Razão Mássica Utilizada nos Altos-Fornos da COSIPA

4.1.3. Equivalente Energético entre Finos de Carvão e Gás de Coqueria

Calcinação 1

Para atender a produção na Calcinação é necessário:

$$\dot{Q} = \text{Vazão de GCO} \times \text{PCI}_{\text{GCO}}$$

$$\dot{Q} = (2950 \times 4200)_{\text{Chama Principal}} + (250 \times 4200)_{\text{Piloto}} = 13440000 \text{ kcal/h}$$

$$\underline{\dot{Q}' = 12390000 \text{ kcal/h} \equiv 51,86 \text{ GJ/h}} \text{ a ser substituído por carvão}$$

$$\text{Logo, Vazão de carvão} = \frac{12390000}{7100} = 1745 \text{ kg/h, acrescentando 10\% com perdas :}$$

$$\underline{\text{Vazão Máxima de carvão} = 1920 \text{ kg/h}}$$

Calcinação 2

Analogamente ao cálculo anterior para a calcinação 1, vem:

$$\dot{Q} = \text{Vazão de GCO} \times \text{PCI}_{\text{GCO}}$$

$$\dot{Q} = (3250 \times 4200)_{\text{Chama Principal}} + (250 \times 4200)_{\text{Piloto}} = 14700000 \text{ kcal/h}$$

$$\underline{\dot{Q}' = 13650000 \text{ kcal/h} \equiv 57,14 \text{ GJ/h}} \text{ a ser substituído por carvão}$$

$$\text{Logo, Vazão de carvão} = \frac{13650000}{7100} = 1923 \text{ kg/h, acrescentando 10\% com perdas :}$$

$$\underline{\text{Vazão Máxima de carvão} = 2115 \text{ kg/h}}$$

Dados dos Combustíveis

- Carvão

Origem: USA

Análise Elementar (massa):

C=75,1%

S=0,94%

H=3,91%

N=1,34%

O=8,81%

Z(Cinzas)=9,9%

PCI=7100 kcal/kg =0,0297 GJ/kg

ds = diâmetro médio da partícula=75µm

ps = 1,3 a 1,5 g/cm³ = 1300 a 1500 kg/cm³

Calor específico (Cs) = 1100 J/kg.K

- Gás de Coqueria (GCO)

Composição em volume:

H₂ = 60,0%

CH₄ = 26,0%

CO = 7,0%

C₆H₆= 2,8%

CO₂ = 2,0%

N₂ = 2,0%

O₂ = 0,2%

PCI = 4200 kcal / Nm³ = 17,58 GJ/Nm³

Calcinação 1 : consumo máximo = 3200 Nm³/h
consumo normal = 3100 Nm³/h

Calcinação 2 : consumo máximo = 3500 Nm³/h
consumo normal = 3200 Nm³/h

4.2. Dimensionamento do Queimador para Finos de Carvão

4.2.1. Velocidade das Partículas e Ar no Bico do Queimador

A seguir são apresentados os cálculos das linhas de transporte para os finos de carvão, onde optou-se por linhas individualizadas para cada Forno de Calcinação, portanto, deverá ser discutida a velocidade para a velocidade para cada caso.

Calcinação 1

Da formulação proposta por Biswas (1993), chega-se à Equação 4.1.

$$U_p = S \times \sqrt{\frac{g_c}{2 \times h}} \quad (4.1)$$

No modelo proposto o comprimento “S” representa o ponto onde é transferido calor ao produto no interior do forno, logo, será o ponto onde é desejado o término da queima do combustível, ou seja, queima total da partícula. Este ponto é a metade do comprimento do forno, logo:

- Comprimento do Forno da Calcinação 1 = 115,510 metros

- Diâmetro interno=2,88 metros

$$\Rightarrow S = 57,76 \text{ m}$$

O valor de h, corresponde ao raio interno do forno menos a altura do produto no interior do mesmo, Biswas sugere altura do produto algo em torno de 40% o raio interno do forno, logo:

$$h = r - 0,4r = 0,864 \text{ m}$$

portanto:

$$U_p = 57,76 \times \sqrt{\frac{9,81}{2 \times 0,864}} = 138 \text{ m / s} \Rightarrow \underline{U_p = 138 \text{ m / s}}$$

Calcinação 2

Comprimento do Forno = 45,72 metros

Diâmetro interno = 3,505 metros

Analogamente ao cálculo efetuado para a Calcinação 1, vem:

S= 22,86 metros

h=1,0512 metros

e, finalmente:

$$U_p = 22,86 \times \sqrt{\frac{9,81}{2 \times 1,0512}} = 49 \text{ m / s} \Rightarrow \underline{U_p = 49 \text{ m / s}}$$

Como o diâmetro da partícula é em média 75 μ m e o transporte será em fase diluída, adotar-se-á a velocidade da partícula a mesma do ar.

4.2.2. Diâmetro do Bico do Queimador

Calcinação 1

$$\dot{M} = \dot{M}_s + \dot{M}_f = \rho \cdot u_p \cdot \frac{\pi}{4} \cdot d_p^2$$

onde $\dot{M}_s = 1920 \text{ kg/h} \equiv 0,5333 \text{ kg/s}$

como $\mu = 5 \Rightarrow \dot{M}_f = \frac{1920}{5} = 384 \text{ kg/h} = 0,1067 \text{ kg/s}$

mas:

$$\rho_f = \frac{5/6}{1500} + \frac{1/6}{\rho_f} = \frac{101236,7}{287 \times 333,2} = 1,0582 \text{ kg/m}^3$$

Sabendo que a pressão usual no forno de calcinação 1 (P_1) é equivalente a uma coluna de água de 9 mmcH₂O, tem-se:

$$P_1 = 1 \text{ atm} - 9 \text{ mmcH}_2\text{O} = 101325,0 - 88,28 = 101236,7 \text{ Pa}$$

Logo:

$$\frac{1}{\rho_m} = \frac{5/6}{1500} + \frac{1/6}{1,0582} \Rightarrow \rho_m = 6,33 \text{ kg/m}^3$$

Portanto:

$$0,5333 + 0,1067 = 6,33 \times 138 \times \pi/4 \times d_p^2 \Rightarrow d_p = 0,0305 \text{ m} = 30,54 \text{ mm}$$

Calcinação 2

$$\dot{M} = \dot{M}_s + \dot{M}_f = \rho \cdot u_p \cdot \frac{\pi}{4} \cdot d_p^2$$

$$\text{onde } \dot{M}_s = 2115 \text{ kg/h} \equiv 0,5875 \text{ kg/s}$$

$$\text{como } \mu = 5 \Rightarrow \dot{M}_f = \frac{2115}{5} = 423 \text{ kg/h} = 0,1175 \text{ kg/s}$$

mas:

$$\rho_f = \frac{5/6}{1500} + \frac{1/6}{\rho_f} = \frac{101315,2}{287 \times 333,2} = 1,06 \text{ kg/m}^3$$

Sabendo que a pressão usual no forno de calcinação 2 (P_i) é equivalente a uma coluna de água de 1 mmcH₂O, tem-se:

$$P_i = 1 \text{ atm} - 1 \text{ mmcH}_2\text{O} = 101325,0 - 9,8080 = 101315,2 \text{ Pa}$$

Logo:

$$\frac{1}{\rho_m} = \frac{5/6}{1500} + \frac{1/6}{1,0582} \Rightarrow \rho_m = 6,33 \text{ kg/m}^3$$

Portanto:

$$0,5875 + 0,1175 = 6,33 \times 49 \times \pi/4 \times d_p^2 \Rightarrow d_p = 0,0538 \text{ m} = 53,8 \text{ mm}$$

4.2.3. Pressão na entrada do queimador

Calcinação 1

$$P_i = P_{in} \cdot \left[1 - U_p^2 \cdot \frac{(k_m - 1)}{2 \cdot k_m \cdot R_m \cdot T_i} \right]^{\left(\frac{k_m}{k_m - 1} \right)} \quad (4.2)$$

Mas:

$$P_i = 101236,7 \text{ Pa};$$

$$U_p = 138 \text{ m/s};$$

$$T_i = 60^\circ\text{C} = 333,2 \text{ K};$$

$$R_m = \frac{R_{ar}}{1 + \mu} = 47,83;$$

$$k_m = \frac{k_{ar} + \mu \frac{C_s}{C_{V_{ar}}}}{1 + \mu \frac{C_s}{C_{v_{ar}}}} = 1,05;$$

$$C_s = 1100 \text{ J/kg.K};$$

$$k_{ar} = 1,4;$$

$$C_{V_{ar}} = \text{Calor específico do ar a volume constante a } 30^\circ\text{C} = 0,718 \text{ kJ/kg.K}$$

Substituindo os valores, chega-se a:

$$P_{in} = 185602 \text{ Pa}$$

- ΔP total no transporte pneumático

$$\Delta P_{TOTAL} = P_{saída \text{ compressor}} - P_{in}$$

$$\Delta P_{TOTAL} = 790833,6 - 185602 = 605232 \text{ Pa}$$

Calcinação 2

Usando:

$$P_i = 101315,2 \text{ Pa};$$

$$U_p = 49 \text{ m/s};$$

$$T_i = 60^\circ\text{C} = 333,2 \text{ K};$$

Chega-se a:

$$P_{in} = 109256,7 \Rightarrow \Delta P_{TOTAL} = 790833,6 - 109256,7 = 681576,9 \text{ Pa}$$

4.3. Dimensionamento da Tubulação para o Transporte Pneumático

4.3.1. Diâmetro da Tubulação para o Transporte Pneumático

Calcinação 1

$$\Delta P = \lambda \cdot \frac{L_{eq}}{D} \cdot \frac{1}{2} \cdot \frac{\dot{M}^2}{\rho_m \cdot A^2} \quad (4.3)$$

onde:

$$\Delta P = 605232 \text{ Pa};$$

$$\dot{M} = 0,64 \text{ kg/s}$$

$$L_{eq} = 952 \text{ m} + 10 \times 50D;$$

$$\lambda = 0,02 \text{ (adotado)}$$

$$\rho_m = \text{densidade da mistura a } 30^\circ\text{C e Pressão média}$$

Mas:

$$\frac{1}{\rho_m} = \frac{\mu}{1 + \mu} + \frac{1}{1 + \mu} \quad (4.4)$$

$$\rho_f = \frac{\bar{P}}{R_{ar} \cdot T} = \frac{488217,8}{287 \times 303,2} = 5,61 \text{ kg/m}^3$$

$$T = 30^\circ\text{C} = 302,2 \text{ K}$$

$$\bar{P} = \frac{790833,6 + 185602}{2} = 488217,8 \text{ Pa}$$

Logo:

$$\frac{1}{\rho_m} = \frac{5/6}{1500} + \frac{1/6}{5,61} \Rightarrow \rho_m = 33,04 \text{ kg/m}^3$$

O diâmetro mínimo é obtido a partir de:

$$605232 = 0,02 \cdot \frac{952}{D} \cdot \frac{1}{2} \cdot \frac{(0,64)^2}{33,04 \cdot A^2} \Rightarrow D \cdot A^2 = D \cdot \left(\frac{\pi D^2}{4} \right) = 1,95 \times 10^{-7} \Rightarrow D = 0,0501 \text{ m} = 50,1 \text{ mm}$$
$$\Rightarrow D \equiv 2 \frac{1}{2}'' \text{ SCH } 160 (\phi_{INT} = 2,125'' = 53,9 \text{ mm})$$

O tubo de 2'' SCH160 não foi selecionado, pois seu diâmetro interno (42,9 mm) é inferior ao mínimo obtido.

$$\text{corrigindo com 10 curvas com } 50D \Rightarrow 10 \times 50 \times \frac{50,1}{1000} \Rightarrow L_{eq}' = 25,05 \text{ m}$$

∴

$$L_{eq} = 952 + 25,05 \Rightarrow L_{eq} \cong 977 \text{ m}$$

logo,

$$605232 = 0,02 \times \frac{977}{D} \times \frac{1}{2} \times \frac{(0,64)^2}{33,04 \times A^2} \Rightarrow D \times A^2 = 2,0012 \times 10^{-7} \Rightarrow$$

$$\Rightarrow \frac{D^5 \times \pi^2}{16} = 2,0012 \times 10^{-7} \Rightarrow D = 0,0504 \text{ m} \Rightarrow D = 50,38 \text{ mm} \cong 2. \frac{1}{2} \text{ "SCH160}$$

∴

$$\underline{D = 2. \frac{1}{2} \text{ "SCH160}}$$

– Cálculo do Número de Reynolds da Mistura (Re_m)

$$Re_m = \frac{\left(\frac{M}{A} \right) \times D}{\eta} \quad \text{para tubo } \varphi = 2. \frac{1}{2} \text{ " sch 160} \Rightarrow \varphi_{INT} = 2,125 \text{ "} \cong 0,054 \text{ m}$$

onde :

$$M = 0,64 \text{ kg/s}$$

$$A = \frac{\pi \times D_1^2}{4} = \frac{\pi \times (0,054)^2}{4} = 0,0023 \text{ m}^2$$

$$\eta = \text{viscosidade da mistura} = \eta_f \times \left(1 - \frac{\epsilon'}{0,62} \right)^{-1,55}$$

$$\text{como } \eta_f = 1,9 \times 10^{-5} \text{ kg/m} \times \text{s}$$

e

$$\varepsilon' = \text{Fração volumétrica de sólidos} = \frac{\frac{M_s}{\rho_s}}{\frac{M_f}{\rho_f} + \frac{M_s}{\rho_s}}; \text{ vem:}$$

$$\varepsilon' = \frac{\frac{0,5333}{1500}}{\frac{0,1067}{5,61} + \frac{0,5333}{1500}} = 0,0183 \Rightarrow \underline{\varepsilon' \cong 0,02}$$

logo,

$$\eta = 1,9 \times 10^{-5} \times \left(1 - \frac{0,02}{0,62}\right)^{-1,55} \Rightarrow \eta = 1,99 \times 10^{-5} \text{ kg/m} \times \text{s}$$

concluindo,

$$\text{Re}_m = \frac{\left(\frac{0,64}{0,0023}\right) \times 0,054}{1,99 \times 10^{-5}} \Rightarrow \underline{\text{Re}_m \cong 755079}$$

com

$$\text{Re}_m = 755079 \cong 0,7551 \times 10^6$$

e \Rightarrow gráfico de moody $\Rightarrow \underline{\lambda \cong 0,02}$

$$\frac{D}{e} = 1125$$

sendo $e = 0,000048$ (aço liso)

–Velocidade Média da Partícula e Fluido no Transporte...Pneumático ($V_p = V_f$)

$$V_f = \frac{M \times 4}{\pi \times D_i^2 \times \rho_m} \Rightarrow V_f = \frac{0,64 \times 4}{\pi \times (0,054)^2 \times 33,04} = 8,45 \text{ m/s}$$

\therefore

$$\underline{V_f = 8,45 \text{ m/s}}$$

Calcinação 2

$$\Delta P = \lambda \times \frac{L_{eq}}{D} \times \frac{1}{2} \times \frac{\dot{M}^2}{\rho_m \times A^2}$$

onde :

$$\Delta P = 681576,9 \text{ Pa}$$

$$\dot{M} = 0,705 \text{ kg/s}$$

$$L_{eq} = 1000\text{m} + 10 \times 50D$$

$$\lambda = 0,02 \text{ (adotando)}$$

ρ_m = densidade da mistura a 30°C e \bar{P}
mas,

$$\frac{1}{\rho_m} = \frac{\frac{\mu}{1+\mu}}{\rho_s} + \frac{\frac{1}{1+\mu}}{\rho_f}$$

e

$$\rho_f = \frac{\bar{P}}{R_{ar} \times T} = \frac{450045,2}{287 \times 303,2} = 5,17 \Rightarrow \underline{\rho_f = 5,17 \text{ kg/m}^3}$$

para

$$T = 30^\circ\text{C} \Rightarrow 273,2 + 30 = 303,2\text{K} \Rightarrow \underline{T = 303,2\text{K}}$$

e

$$\bar{P} = \frac{790833,6 + 109256,7}{2} = 450045,2 \text{ Pa} \Rightarrow \underline{\bar{P} = 450045,2 \text{ Pa}}$$

logo,

$$\frac{1}{\rho_m} = \frac{5/6}{1500} + \frac{1/6}{5,17} \Rightarrow \underline{\rho_m = 30,5 \text{ kg/m}^3}$$

\therefore

$$681576,9 = 0,02 \times \frac{1000}{D} \times \frac{1}{2} \times \frac{(0,705)^2}{30,5 \times A^2} \Rightarrow D \times A^2 = 2,39 \times 10^{-7}$$

$$\Rightarrow D \times \left(\frac{\pi \times D^2}{4} \right)^2 = 2,39 \times 10^{-7} \Rightarrow \frac{D^5 \times \pi^2}{16} = 2,39 \times 10^{-7} \Rightarrow$$

$$D = 0,0522 \text{ m} \Rightarrow D = 52,20 \text{ mm} \approx 2 \frac{1}{2}''$$

corrigindo com 10 curvas com 50D $\Rightarrow 10 \times 50 \times \frac{52,20}{1000} \Rightarrow L_{eq}' = 26,10 \text{ m}$

obs.: o comprimento equivalente para curvas de raio longo é aproximadamente igual a 50 diâmetros.

\therefore

$$L_{eq} = 1000 + 26,10 \Rightarrow L_{eq} = 1026 \text{ m}$$

logo,

$$681576,9 = 0,02 \times \frac{1026}{D} \times \frac{1}{2} \times \frac{(0,705)^2}{30,5 \times A^2} \Rightarrow D \times A^2 = 2,453 \times 10^{-7} \Rightarrow$$

$$\Rightarrow \frac{D^5 \times \pi^2}{16} = 2,453 \times 10^{-7} \Rightarrow D = 0,0525 \text{ mm} \Rightarrow D = 52,47 \cong 2. \frac{1}{2}''$$

\therefore

$$\underline{D = 2. \frac{1}{2}''}$$

- Cálculo do Número de Reynolds da Mistura (Re_m)

$$Re_m = \frac{\left(\frac{\dot{M}}{A} \right) \times D}{\eta} \quad \text{para tubo } \varphi = 2. \frac{1}{2}'' \text{ sch 160} \Rightarrow \varphi_{INT} = 2,125'' \cong 0,0540 \text{ m}$$

onde:

$$\dot{M} = 0,705 \text{ kg/s}$$

$$A = \frac{\pi \times D_I^2}{4} = \frac{\pi \times (0,0540)^2}{4} = 0,0023 \text{ m}^2$$

$$\eta = \text{viscosidade da mistura} = \eta_f \times \left(1 - \frac{\varepsilon'}{0,62} \right)^{-1,55}$$

$$\text{como } \eta_f = 1,9 \times 10^{-5} \text{ kg/m} \times \text{s}$$

e

$$\varepsilon' = \text{Fração volumétrica de sólidos} = \frac{\frac{M_s}{\rho_s}}{\frac{M_f}{\rho_f} + \frac{M_s}{\rho_s}}; \text{ vem :}$$

$$\varepsilon' = \frac{\frac{0,5875}{1500}}{\frac{0,1175}{5,17} + \frac{0,5875}{1500}} = 0,0169 \Rightarrow \therefore \underline{\varepsilon' \cong 0,02}$$

logo,

$$\eta = 1,9 \times 10^{-5} \times \left(1 - \frac{0,02}{0,62}\right)^{-1,55} \Rightarrow \eta = 1,99 \times 10^{-5} \text{ kg/m} \times \text{s}$$

concluindo,

$$\text{Re}_m = \frac{\left(\frac{0,705}{0,0023}\right) \times 0,0540}{1,99 \times 10^{-5}} \Rightarrow \underline{\text{Re}_m = 835319}$$

com

$$\text{Re}_m = 835319 \cong 0,835 \times 10^6$$

$$e \Rightarrow \text{gráfico de moody} \Rightarrow \underline{\lambda \cong 0,02}$$

$$\frac{D}{e} = 1310$$

sendo $e = 0,000048$ (aço liso)

- *Velocidade Média da Partícula e Fluido no Transporte Pneumático ($V_p = V_f$)*

$$V_f = \frac{M \times 4}{\pi \times D_i^2 \times \rho_m} \Rightarrow V_f = \frac{0,705 \times 4}{\pi \times (0,054)^2 \times 30,5} = 10,1 \text{ m/s}$$

\therefore

$$\underline{V_f = 10,1 \text{ m/s}}$$

4.3.2. Velocidade Limite de Queda das Partículas no Transporte Pneumático

Calcinação 1

$$V_L = \sqrt{\frac{4}{3} \times \frac{ds \times (\rho_s - \rho_f) \times g \times \varepsilon}{C_7 \times \rho_f}} \quad (\text{Assis, 1995})$$

onde :

$$ds = 75 \mu\text{m}$$

$$\rho_f = 5,61 \text{kg/m}^3 \text{ à } 30^\circ\text{C e } \bar{P} = 488217,8 \text{Pa}$$

$$\rho_s = 1500 \text{kg/m}^3$$

$$g = 9,81 \text{m/s}^2$$

$\varepsilon \cong 1,0 \Rightarrow$ Fração volumétrica do gás para partículas individuais (Assis, 1995)

$C_7 \cong 0,50$ (Assis, 1995) com $Re_m = 0,9855 \times 10^6$ e esfericidade = 1,0

\therefore

$$V_L = \sqrt{\frac{4}{3} \times \frac{75 \times 10^{-6} \times (1500 - 5,61) \times 9,81 \times 1}{0,5 \times 5,61}} = 0,7229 \text{m/s}$$

$$\underline{V_L \cong 0,72 \text{ m/s}}$$

ou

da equação 2.39, (Datta & Basu, 1993), vem :

$$V_L = C_6 \times \sqrt{\frac{(\rho_s - \rho_f)}{\rho_f} \times d_s} ; C_6 = 5,1, \text{ logo :}$$

$$\underline{V_L \cong 0,72 \text{ m/s}}$$

Obs.: o valor de 75 μm como diâmetro da partícula representa mais de 80 % do diâmetros dos finos de carvão produzidos na unidade PCI, sendo que os restantes (10 a 20%) tem diâmetro máximo de 90 μm .

Calcinação 2

$$V_L = \sqrt{\frac{4}{3} \times \frac{ds \times (\rho_s - \rho_f) \times g \times \varepsilon}{C_7 \times \rho_f}}; \quad (\text{Assis, 1995})$$

onde :

$$ds = 75 \mu\text{m}$$

$$\rho_f = 5,17 \text{ kg/m}^3 \text{ à } 30^\circ\text{C e } \bar{P} = 450045,2 \text{ Pa}$$

$$\rho_s = 1500 \text{ kg/m}^3$$

$$g = 9,81 \text{ m/s}^2$$

$\varepsilon \cong 1,0 \Rightarrow$ Fração volumétrica do gás para partículas individuais (Assis, 1995)

$C_7 \cong 0,50$ (Assis, 1995) com $Re_m = 0,835 \times 10^6$ e esfericidade = 1,0

\therefore

$$V_L = \sqrt{\frac{4}{3} \times \frac{75 \times 10^{-6} \times (1500 - 5,17) \times 9,81 \times 1}{0,5 \times 5,17}} = 0,7528 \text{ m/s}$$

$$\underline{V_L \cong 0,75 \text{ m/s}}$$

ou

da equação 2.39, (Datta & Basu, 1993), vem :

$$V_L = C_6 \times \sqrt{\frac{(\rho_s - \rho_f)}{\rho_f}} \times d_s; \quad C_6 = 5,1, \text{ logo :}$$

$$\underline{V_L \cong 0,75 \text{ m/s}}$$

4.3.3. Velocidade Crítica

Calcinação 1

$$V_{Cr} = \sqrt{\frac{\bar{P}}{\left(\rho_f + \frac{\mu \times \rho_f \times V_p}{V_f}\right)}}$$

onde :

\bar{P} = Pressão média no interior do tubo

V_f = Velocidade do fluido

V_p = Velocidade do sólido

como o diâmetro da partícula é $\leq 75\mu 5$, considerou - se $V_p = V_f$, logo :

$$V_{Cr} = \sqrt{\frac{488217,8}{\left(5,61 + \frac{5 \times 5,61 \times V_p}{V_f}\right)}} \Rightarrow V_{Cr} = 120,43 \text{ m/s} \Rightarrow \underline{V_{Cr} = 120 \text{ m/s}}$$

Conclui - se que para $D = 2. \frac{1}{2}$ " estará respeitada a seguinte condição :

$$\underline{V_L < V_p < V_{Cr}}$$

uma vez que :

$$V_L = 0,72 \text{ m/s}$$

$$V_p = V_f = 8,45 \text{ m/s}$$

$$V_{Cr} = 120 \text{ m/s}$$

Calcinação 2

$$V_{Cr} = \sqrt{\frac{\bar{P}}{\left(\rho_f + \frac{\mu \times \rho_f \times V_p}{V_f}\right)}}$$

onde :

\bar{P} = Pressão média no interior do tubo

V_f = Velocidade do fluido

V_p = Velocidade do sólido

como o diâmetro da partícula é $\leq 75\mu 5$, considerou - se $V_p = V_f$, logo :

$$V_{Cr} = \sqrt{\frac{450045,2}{\left(5,17 + \frac{5 \times 5,17 \times V_p}{V_f}\right)}} \Rightarrow V_{Cr} = 121 \text{ m/s} \Rightarrow \underline{V_{Cr} = 121 \text{ m/s}}$$

Conclui - se que para $D = 2. \frac{1}{2}$ " estará respeitada a seguinte condição :

$$\underline{V_L < V_p < V_{Cr}}$$

uma vez que :

$$V_L = 0,75 \text{ m/s}$$

$$V_p = V_f = 10,1 \text{ m/s}$$

$$V_{Cr} = 121 \text{ m/s}$$

4.4. Combustão dos Finos de Carvão e Gás de Coqueria

4.4.1. Combustão dos Finos de Carvão e Relação Ar/Combustível

carvão :C = 75,1% em peso	→ 75,1 kg de C
S = 0,94% "	→ 0,94 kg de S
H = 3,91% "	→ 3,91 kg de H
N = 1,34% "	→ 1,34 kg de N
O = 8,81% "	→ 8,81 kg de O
<u>Cinzas(Z) = 9,90% "</u>	<u>→ 9,90 kg de Z</u>

P/ 100 kg de carvão

$$n_C = \frac{m_C}{M_C} = \frac{75,1}{12} = 6,26 \text{ kmoles}$$

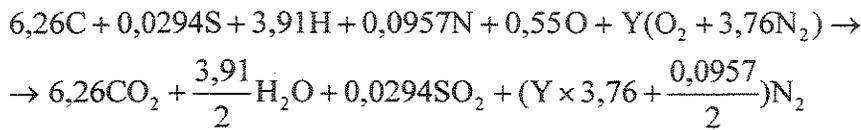
$$n_S = \frac{m_S}{M_S} = \frac{0,94}{32} = 0,0294 \text{ kmoles}$$

$$n_H = \frac{m_H}{M_H} = \frac{3,91}{1} = 3,91 \text{ kmoles}$$

$$n_N = \frac{m_N}{M_N} = \frac{1,34}{14} = 0,0957 \text{ kmoles}$$

$$n_O = \frac{m_O}{M_O} = \frac{8,81}{16} = 0,55 \text{ kmoles}$$

– *Balanço Estequimétrico*



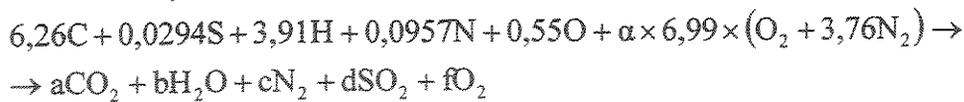
– *Balanço de Oxigênio*

$$0,55 + 2 \times Y = 2 \times 6,26 + \frac{3,91}{2} + 2 \times 0,0294 \Rightarrow \underline{Y = 6,99}$$

– Relação ar / combustível (A/C)

$$\left(\frac{A}{C}\right)_{\text{Massa Esteq.}} = \frac{6,99 \times 32 + 6,99 \times 3,76 \times 28}{100} = 9,59 \Rightarrow \left(\frac{A}{C}\right)_{\text{Massa Esteq.}} \cong 9,6 \text{ kg ar/kg comb.}$$

Considerando queima com 20% de excesso de ar para garantir a queima de todoo combustível, vem :



para $\alpha = 1,2(1,0 + 20\% \text{ de excesso})$, vem :

1) Balanço de Carbono

$$a = 6,26$$

2) Balanço de Enxofre

$$d = 0,0294$$

3) Balanço de Hidrogênio

$$2b = 3,91 \Rightarrow b = 1,96$$

4) Balanço de Oxigênio

$$0,55 + 1,2 \times 6,99 \times 2 = 2 \times 6,26 + 1,96 + 0,0294 \times 2 + 2f \Rightarrow$$

$$\Rightarrow f = 1,39$$

5) Balanço de Nitrogênio

$$0,0957 + 1,2 \times 6,99 \times 3,76 \times 2 = 2c \Rightarrow c = 31,59$$

∴

$$\text{Nova Relação } \left(\frac{A}{C}\right)_{\substack{\text{Massa p/} \\ \text{20\% excesso} \\ \text{de ar}}} = \frac{1,2 \times 6,99 \times 32 + 1,2 \times 6,99 \times 3,76 \times 28}{100} = 11,52 \text{ kg de ar/kg comb.}$$

$$\therefore \left(\frac{A}{C}\right)_{\substack{\text{Massa p/} \\ \text{20\% excesso} \\ \text{de ar}}} = 11,52 \text{ kg de ar/kg comb.}$$

4.4.2. Cálculo da Massa de Ar A Ser Insuflada no Forno para Garantir a Queima de Todo Combustível

Calcinação 1

$$M_f = 0,1067 \text{ kg/s} \equiv 384 \text{ kg/h}$$

$$M_s = 0,5333 \text{ kg/s} \equiv 1920 \text{ kg/h}$$

$$\left(\frac{A}{C}\right)_{\substack{\text{Massa p/} \\ \text{20\% exc. ar}}} = 11,52 \text{ kg de ar/kg de combustível}$$

ou seja,

$$1 \text{ kg comb.} \rightarrow 11,52 \text{ kg de ar}$$

$$p/ 1920 \text{ kg/h} \rightarrow 22118 \text{ kg/h de ar}$$

como já é insuflado no transporte pneumático 384 kg/h ,
fica :

$$\text{Ar necessário} = 22118 - 384 \Rightarrow 21734,4 \text{ kg/h}$$

∴ É necessário um complemento de 21734,4 kg/h de ar p/ garantir a queima completa do combustível

$$P \times V = \frac{m}{M_{\text{ar}}} \times R \times T \Rightarrow \text{Na CNTP} \Rightarrow V = \frac{21734,4}{28,97} \times 0,08206 \times 273,2 \Rightarrow$$

$$\Rightarrow V \equiv \underline{16819 \text{ Nm}^3/\text{h de ar necessário}}$$

Calcinação 2

$$M_f = 0,11175 \text{ kg/s} \cong 423 \text{ kg/h}$$

$$M_s = 0,5875 \text{ kg/s} \cong 2115 \text{ kg/h}$$

$$\left(\frac{A}{C}\right)_{\substack{\text{Massa p/} \\ 20\% \text{ exc. ar}}} = 11,52 \text{ kg de ar/kg de combustível}$$

ou seja,

$$1 \text{ kg comb.} \rightarrow 11,52 \text{ kg de ar}$$

$$\text{p/ } 2115 \text{ kg/h} \rightarrow 24364,8 \text{ kg/h de ar}$$

como já é insuflado no transporte pneumático 423 kg/h ,
fica :

$$\text{Ar necessário} = 24364,8 - 423 \Rightarrow 23941,8 \text{ kg/h}$$

∴ É necessário um complemento de 23941,8 kg/h de ar p/ garantir a queima completa do combustível

$$P \times V = \frac{m}{M_{\text{ar}}} \times R \times T \Rightarrow \text{Na CNTP} \Rightarrow V = \frac{23941,8}{28,97} \times 0,08206 \times 273,2 \Rightarrow$$

$$\Rightarrow V \cong \underline{18527,7 \text{ Nm}^3/\text{h de ar necessário}}$$

4.4.3. Combustão do Gás de Coqueria (GCO) e Relação Ar/Combustível

Combustível: Gás de Coqueria

Composição em volume:

$$\text{H}_2 = 60,0\%$$

$$\text{CH}_4 = 26,0\%$$

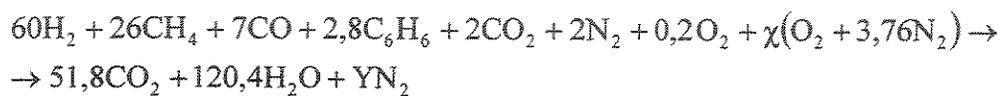
$$\text{CO} = 7,0\%$$

$$\text{C}_6\text{H}_6 = 2,8\%$$

$$\text{CO}_2 = 2,0\%$$

$$\text{N}_2 = 2,0\%$$

$$\text{O}_2 = 0,2\%$$



1) Balanço de Oxigênio

$$7 + 4 + 2 \times 0,2 + 2\chi = 51,8 \times 2 + 120,4 \Rightarrow \underline{\chi = 106,3}$$

2) Balanço de Nitrogênio

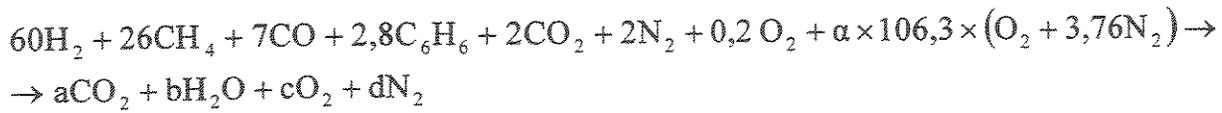
$$4 + 106,3 \times 3,76 \times 2 = 2 \times Y \Rightarrow \underline{Y = 401,69}$$

3) Relação Ar/Combustível

$$\left(\frac{\text{A}}{\text{C}}\right)_{\text{Esteq. VOL.}} = \frac{106,3 + 106,3 \times 3,76}{100} = 5,06$$

$$\left(\frac{\text{A}}{\text{C}}\right)_{\text{Esteq. VOL.}} \cong 5,1 \text{ m}^3 \text{ de ar} / \text{m}^3 \text{ de GCO ; na CNTP}$$

Mas considerando 20% excesso de ar para garantir queima completa do combustível, vem :



1) Balanço de Carbono

$$a = 51,8$$

2) Balanço de Hidrogênio

$$b = 120,4$$

3) Balanço de Oxigênio

$$7 + 4 + 0,4 + 1,2 \times 106,3 \times 2 = 2 \times 51,8 + 120,4 + 2 \times c \Rightarrow c = 21,3$$

4) Balanço de Nitrogênio

$$2 \times 2 + 1,2 \times 106,3 \times 2 \times 3,76 = 2 \times d \Rightarrow d = 481,6$$

5) Relação ar/combustível

$$\left(\frac{A}{C}\right)_{\text{VOL. C/20\%exc.}} = \frac{1,2 \times 106,3 + 1,2 \times 106,3 \times 3,76}{100} = 6,07$$

∴

$$\left(\frac{A}{C}\right)_{\text{VOL. C/20\%exc.}} \cong 6,1 \text{ m}^3 \text{ de ar/m}^3 \text{ de GCO; na CNTP}$$

Calcinação 1

Para a Calcinação 1, vem:

- *P/ Balanço Estequiométrico:*

Para 1 litro de GCO \Rightarrow necessita de 5,1 litros de ar

Para 1 m³ de GCO \Rightarrow necessita de 5,1 m³ de ar

\Rightarrow para 3200 Nm³/h de GCO \Rightarrow 16320 Nm³/h de ar

- *Com 20% de ar em excesso:*

Vazão de 3200 Nm³/h de GCO \Rightarrow Necessidade de 19520 Nm³/h de ar; e

Vazão de 250 Nm³/h de GCO (gás piloto) \Rightarrow Necessidade de 1525 Nm³/h de ar.

Calcinação 2

Para a Calcinação 2, vem:

- *P/ Balanço Estequiométrico:*

Para 1 litro de GCO \Rightarrow necessita de 5,1 litros de ar

Para 1 m³ de GCO \Rightarrow necessita de 5,1 m³ de ar

\Rightarrow para 3500 Nm³/h de GCO \Rightarrow 17850 Nm³/h de ar

- *Com 20% de ar em excesso:*

Vazão de 3500 Nm³/h de GCO \Rightarrow Necessidade de 21350 Nm³/h de ar; e

Vazão de 250 Nm³/h de GCO (gás piloto) \Rightarrow Necessidade de 1525 Nm³/h de ar.

4.4.4. Balanço Final de Ar para Combustão Entre Finos de Carvão e GCO

Calcinação 1

- Finos de Carvão

Vazão total de ar = Vazão de ar no transporte pneumático + Vazão de ar p/piloto de GCO +
Vazão de ar complementar necessária para queima completa do carvão

logo:

$$\underline{- \text{Vazão de ar no transporte pneumático} = 384 \text{ kg/h} \equiv 297,2 \text{ Nm}^3/\text{h}}$$

mas na CNTP

$$P \times V_{\text{ar}} = \frac{m_{\text{ar}}}{M_{\text{ar}}} \times R \times T \Rightarrow V_{\text{ar}} = \frac{384}{28,97} \times 0,08206 \times 273,2 \Rightarrow \underline{V_{\text{ar}} = 297,2 \text{ Nm}^3/\text{h}}$$

$$\underline{- \text{Vazão de ar p/ piloto de GCO} = 1525 \text{ Nm}^3/\text{h}}$$

$$\underline{- \text{Vazão de ar complementar} = 21734,4 \text{ kg/h} \equiv 16819 \text{ Nm}^3/\text{h}}$$

mas na CNTP

$$V_{\text{ar}} = \frac{21737,4}{28,97} \times 0,08206 \times 273,2 \Rightarrow \underline{V_{\text{ar}} = 16819 \text{ Nm}^3/\text{h}}$$

Concluindo,

$$\text{Vazão total de ar} = 297,2 + 1525 + 16819 = 18641,2 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

∴

$$\underline{\text{Vazão total de ar} \equiv 18641 \text{ Nm}^3/\text{h}}$$

- *Gás de Coqueria:*

Vazão necessária de ar = 19520 Nm³ / h

$\Delta_{ar} = \text{Vazão de ar somente com GCO} - \text{Vazão de ar com Finos de carvão}$

$$\Delta_{ar} = 19520 - 18641 = 879$$

\therefore

$$\underline{\Delta_{ar} = 879 \text{ Nm}^3/\text{h}}$$

- *Conclusão*

Com a troca de combustível, haverá uma economia de aproximadamente 879 Nm³/h de ar a ser insuflado na calcinação I.

Calcinação 2

- Finos de Carvão

Vazão total de ar = Vazão de ar no transporte pneumático + Vazão de ar p/piloto de GCO + Vazão de ar complementar necessária para queima completa do carvão. Logo:

- Vazão de ar no transporte pneumático = 423 kg/h \cong 327 Nm³/h
mas na CNTP

$$P \times V_{ar} = \frac{m_{ar}}{M_{ar}} \times R \times T \Rightarrow V_{ar} = \frac{423}{28,97} \times 0,08206 \times 273,2 \Rightarrow \underline{V_{ar} \cong 327 \text{ Nm}^3/\text{h}}$$

- Vazão de ar p/ piloto de GCO = 1525 Nm³/h

- Vazão de ar complementar = 23941,8 kg/h \cong 18527,7 Nm³/h
mas na CNTP

$$V_{ar} = \frac{23941,8}{28,97} \times 0,08206 \times 273,2 \Rightarrow \underline{V_{ar} = 18527,7 \text{ Nm}^3/\text{h}}$$

Concluindo,

$$\text{Vazão total de ar} = 327 + 1525 + 18528 = 20380 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

∴

$$\underline{\text{Vazão total de ar} \cong 20380 \text{ Nm}^3/\text{h}}$$

- *Gás de Coqueria*

$$\text{Vazão necessária de ar} = 21350 \text{ Nm}^3 / \text{h}$$

$$\Delta_{\text{ar}} = \text{Vazão de ar somente com GCO} - \text{Vazão de ar com Finos de carvão}$$

$$\Delta_{\text{ar}} = 21350 - 20380 = 970$$

∴

$$\underline{\Delta_{\text{ar}} = 970 \text{ Nm}^3 / \text{h}}$$

- *Conclusão*

Com a troca de combustível haverá uma economia de aproximadamente 970 Nm³/h de ar a ser insuflado na Calcinação 2.

- *Balanço Final de ar Calcinação 1 + Calcinação 2*

$$\Delta_{\text{TOTAL}} = 970 + 879$$

∴

$$\underline{\Delta_{\text{TOTAL}} = 1849 \text{ Nm}^3 / \text{h de economia de ar com a substituição por PCI}}$$

4.5. BALANÇO DE ENERGIA DA ALTERNATIVA PROPOSTA

4.5.1. Consumo de Energia no Transporte Pneumático

A potência necessária para o transporte pneumático é dada pela Equação 4.2.

$$Pot. = \frac{1}{1000} \times \frac{\left(\Delta P + \frac{\rho_f}{2} \times V_f^2 \right)}{\eta_c} \times \dot{M}_f \quad [kW] \quad (4.6)$$

Calcinação 1

considerando :

$$\eta_c = 70\% \text{ (Eficiência do compressor)}$$

$$\Delta P = 605232 \text{ Pa}$$

$$\rho_f = 5,66 \text{ kg/m}^3$$

$$\dot{M}_f = 0,1067 \text{ kg/s} = \frac{0,1067}{5,61} = 0,019 \text{ m}^3/\text{s}$$

e

$$V_f = \frac{M \times 4}{\pi \times D_i^2 \times \rho_m} \Rightarrow V_f = \frac{4 \times 0,64}{\pi \times (0,054)^2 \times 33,04} = 8,45$$

$$\underline{V_f = 8,45 \text{ m/s}}$$

logo,

$$Pot. = \frac{1}{1000} \times \frac{\left[605232 + \frac{5,61}{2} \times (8,45)^2 \right]}{0,7} \times 0,019$$

∴

$$\underline{Pot. = 16,4 \text{ kW}}$$

Calcinação 2

considerando :

$$\eta_c = 70\% \text{ (Eficiência do compressor)}$$

$$\Delta P = 681576,9 \text{ Pa}$$

$$\rho_f = 5,17 \text{ kg/m}^3$$

$$M_f = 0,1175 \text{ kg/s} \equiv \frac{0,1175}{5,17} = 0,0227 \text{ m}^3/\text{s}$$

e

$$V_f = \frac{M \times 4}{\pi \times D_i^2 \times \rho_m} \Rightarrow V_f = \frac{4 \times 0,705}{\pi \times (0,0540)^2 \times 30,5} = 10,09$$

$$\underline{V_f = 10,09 \text{ m/s}}$$

logo,

$$\text{Pot.} = \frac{1}{1000} \times \frac{\left[681576,9 + \frac{5,17}{2} \times (10,09)^2 \right]}{0,7} \times 0,0227$$

∴

$$\underline{\text{Pot.} = 22,1 \text{ kW}}$$

4.5.2. Balanço de Energia nos Ventiladores de Ar das Calcinações

É obtida a potência economizada com a menor necessidade de insuflamento de ar para combustão através dos ventiladores das calcinações

Calcinação 1

$$P_i = 101236,7 \text{ Pa (Bico do queimador)}$$

$$\Rightarrow \therefore \Delta P = 88,3 \text{ Pa}$$

$$P = P_{\text{atm}} = 101325 \text{ Pa}$$

$$T_{\text{ar}} = 25^\circ \text{C} \equiv 298,2 \text{ K}$$

$$\eta_{\text{sopr.}} = 80\% \text{ (adotado)}$$

e

$$\rho_f = \frac{P}{R_{\text{ar}} \times T_{\text{ar}}} = \frac{101325}{287 \times 298,2} = 1,18 \text{ kg/m}^3$$

$$\dot{M}_f = 879 \text{ Nm}^3/\text{h} \equiv 0,3155 \text{ kg/s} \equiv \frac{0,3155}{1,18} = 0,2674 \text{ m}^3/\text{s}$$

onde :

$$1 \text{ atm} \times 879 = \frac{m_{\text{ar}}}{28,97} \times 0,08206 \times 273,2 \Rightarrow m_{\text{ar}} = 1135,86 \text{ kg/h} (\div) 3600 \Rightarrow \underline{m_{\text{ar}} = 0,3155 \text{ kg/s}}$$

considerando $V_f = U_p = 138 \text{ m/s}$; vem :

$$\text{Pot.} = \frac{1}{1000} \times \frac{\left[\Delta P + \frac{\rho_f}{2} \times U_p^2 \right]}{\eta_{\text{sopr.}}} \times \dot{M}_f \Rightarrow \text{Pot.} = \frac{1}{1000} \times \frac{\left[88,3 + \frac{1,18}{2} \times (138)^2 \right]}{0,8} \times 0,2674 \Rightarrow$$

$$\Rightarrow \therefore \underline{\text{Pot.} = 3,79 \text{ kW}}$$

Calcinação 2

$$P_i = 101315,2 \text{ Pa (Bico do queimador)} \Rightarrow \Delta P = 9,8 \text{ Pa}$$

$$P = P_{\text{atm}} = 101325 \text{ Pa}$$

$$T_{\text{ar}} = 25^\circ \text{C} \equiv 298,2 \text{ K}$$

$$\eta_{\text{sopr.}} = 80\% \text{ (adotado)}$$

e

$$\rho_f = \frac{P}{R_{\text{ar}} \times T_{\text{ar}}} = \frac{101325}{287 \times 298,2} = 1,18 \text{ kg/m}^3$$

$$\dot{M}_f = 970 \text{ Nm}^3/\text{h} \equiv 0,3482 \text{ kg/s} \equiv \frac{0,3482}{1,18} = 0,2951 \text{ m}^3/\text{s}$$

onde :

$$1 \text{ atm} \times 970 = \frac{m_{\text{ar}}}{28,97} \times 0,08206 \times 273,2 \Rightarrow m_{\text{ar}} = 1253,45 \text{ kg/h} (\div) 3600 \Rightarrow \underline{m_{\text{ar}} = 0,3482 \text{ kg/s}}$$

considerando $V_f = U_p = 49 \text{ m/s}$; vem :

$$\text{Pot.} = \frac{1}{1000} \times \frac{\left[\Delta P + \frac{\rho_f}{2} \times U_p^2 \right]}{\eta_{\text{sopr.}}} \times \dot{M}_f \Rightarrow \text{Pot.} = \frac{1}{1000} \times \frac{\left[9,8 + \frac{1,18}{2} \times (49)^2 \right]}{0,8} \times 0,2951 \Rightarrow$$

$$\Rightarrow \underline{\therefore \text{Pot.} = 0,53 \text{ kW}}$$

- *Economia Total de Potência*

$$\underline{\text{Pot.}_{\text{total}} = 3,79 + 0,53 = 4,32 \text{ kW}}$$

4.5.3. Balanço de Energia Entre Transporte Pneumático e Ar para Combustão

$$\Delta E = \text{Pot.}_{\text{necessária p/transp.pneumático}} - \text{Pot.}_{\text{economizada nos ventiladores}}$$

logo,

$$\Delta E = 22,1 + 16,4 - 4,32 = 34,2 \text{ kW}$$

Conclusão

Haverá um aumento no consumo de energia equivalente a uma potência de 34,2kW com a substituição de Gás de Coqueria por PCI.

Capítulo 5

Avaliação de Emissões Gasosas

A Tabela 5.1. apresenta os diâmetros de vários tipos de partículas e os equipamentos recomendados para filtração em sistemas de filtragem, onde pode ser observado que para fumaça de fumo e cinzas muito fina, com faixa de 0,01 a 100 μ m, o sistema existente nas calcinações 1 e 2, ou seja, precipitador eletrostático, é um dos sistemas recomendados.

Neste capítulo é abordado de forma macro o balanço das emissões atmosféricas resultantes da implantação do estudo proposto.

São utilizados dados de referência em termos de combustão de Gás Natural e Carvão.

A Tabela 5.2 apresenta os indicadores que foram considerados para efeito desta análise, como resultado padrão de queima em sistemas combustores.

Tabela 5.1 – Diâmetros de Partículas e Sistemas de Filtragem

		DIÂMETRO DAS PARTÍCULAS EM MICRONS																
		0,0001	0,001	0,01	0,1	1	10	100	1000	10000								
TAMANHO EQUIVALENTE	[1μ]																	
ONDAS ELETROMAGNÉTICAS	Dispersões gasosas																	
DEFINIÇÕES	Sólido																	
TECNICAS	Solo																	
DISPERSÕES ATMOSFÉRICAS COMUNS	Os diâmetros das moléculas foram medidos em corpos a OC																	
DISPERSÕES TÍPICAS	Os diâmetros das moléculas foram medidos em corpos a OC																	
TIPO DE EQUIPAMENTO PARA LIMPEZA DE GÁS																		
VELOCIDADE DE DECANTAÇÃO GRAVITACIONAL PARA ESPERAS DE PESO ESPECÍFICO DO GRAMAS	Em ar a 25°C 1 Atm																	
COEFICIENTE DE DIFUSÃO DE PARTÍCULAS	Em ar a 25°C 1 Atm																	
DIÂMETRO DAS PARTÍCULAS (μ)		0,0001	0,001	0,01	0,1	1	10	100	1000	10000								
Sistema Tyler de tela de malha																		
Sistema Americano de Tela de malha																		
Raio-X																		
Ultra-violeta																		
Visível																		
Proximo a infra-vermelho																		
Longa de infra-vermelho																		
Micro ondas, Radar, etc.																		
Fumaça																		
Nevoeiro																		
Poeira																		
Chuvisco																		
Argila																		
Lama																		
Areia fina																		
Areia grossa																		
Cascalho																		
Nevoeiro																		
Nuvens e Nebelinas																		
Garça																		
Chuvisco																		
Chuva																		
Resina de fumaça																		
Vapor de óleo																		
Adubo terra calcárea																		
Cinza muito fina																		
Poeira e fumaça de metalúrgica																		
Fumaça de fumo																		
Poeira de carvão																		
Vapor de cloreto																		
Poeira de cimento																		
Amônia																		
Névoa do concentrado sulfúrico																		
Po de carvão																		
Negro de fumo																		
Névoa sulfúrica																		
Pigmentos de tintas																		
Flutuação de minérios																		
Fumaça de óxido de zinco																		
Poeira de inseticida																		
Taico																		
Silica coloidal																		
Particula de leite em pó																		
Esporo de planta																		
Fumaca alcalina																		
Farinha moída																		
Pótem																		
Núcleo Aitken																		
Poeira atmosférica																		
Núcleo do sal marinho																		
Gotícula de nebulizador																		
Gotícula de bico pulverizador hidráulico																		
Núcleo da combustão																		
Poeira nociva																		
Gotícula de bico pulverizador pneumático																		
Diâmetro da célula do sangue (adulto) 7.5u 0.3u																		
Virus																		
Bactérias																		
Cabelo humano																		
Ultra-sônico																		
Câmara de decantação																		
Separador centrífugo																		
Separador úmido																		
Filtro de bolsa ou de manga																		
Torre com enchimento																		
Filtro comum de ar																		
Filtro de ar de alta eficiência																		
Separador por impactação																		
Precipitação térmica																		
Separador mecânico																		
Precipitador elétrico																		
Número de Reynolds																		
Velocidade de decantação cm/seg																		
Número de Reynolds																		
Velocidade de decantação cm/seg																		
Número de Reynolds																		
Velocidade de decantação cm/seg																		
Número de Reynolds																		
Velocidade de decantação cm/seg																		
Número de Reynolds																		
Velocidade de decantação cm/seg																		

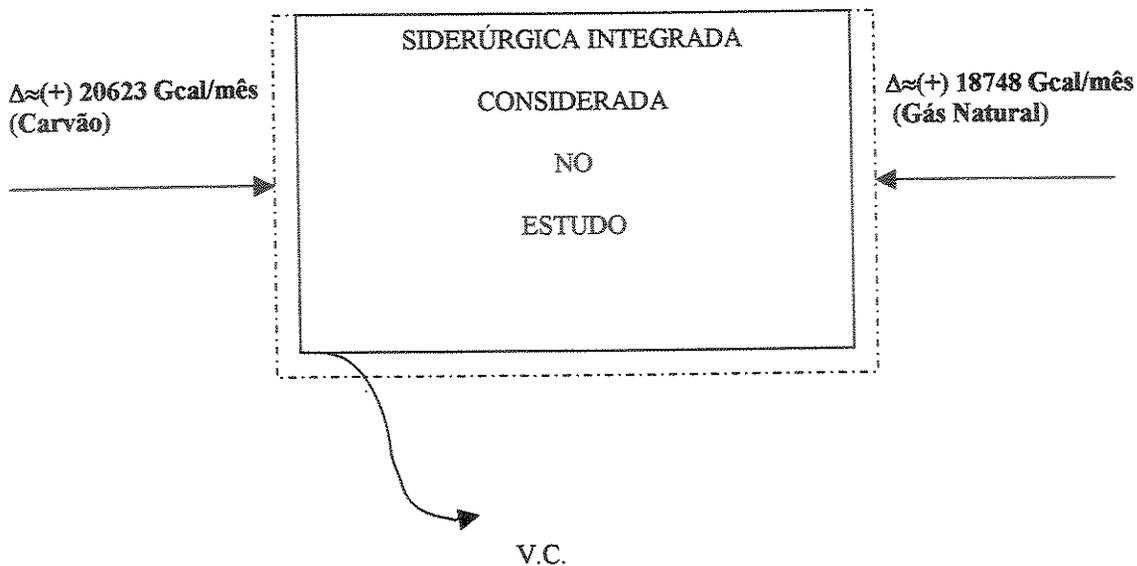
Tabela 5.2. Padrões de Emissões Atmosféricas em Sistemas Combustores

COMBUSTÍVEL	EMISSIONES [g/Gj]				
	CO2	SO2	NOX	CO	MP(*)
Carvão Betuminoso	93000	120	230	14	2.990
Gás Natural	56000	6	125	2	-

(ROBERT HILL, 1996)

(*) - (HENRY, J.GLLYNN, 1996)

Com base nos dados da Tabela 5.2, o balanço final de emissões, será:



5.1. SITUAÇÃO ATUAL

Queima de 18784 Gcal/mês de Gás Natural na Laminação.

5.2. SITUAÇÃO PROPOSTA

Redução de 18784 Gcal/mês de Gás Natural nas Laminações e incremento de 20623 Gcal/mês com Carvão Pulverizado nas Calcinações 1 e 2.

Gás Natural: 18784 Gcal/mês \equiv 4487,34 Gj/mês

Carvão: 20623 Gcal/mês \equiv 4926,66 Gj/mês

Tabela 5.3 – Balanço Final das Emissões Atmosféricas com a Implantação do Estudo

Combustível	BALANÇO DAS EMISSÕES [ton/mês]									
	Situação Atual					Situação Proposta				
	CO2	SO2	NOX	CO	MP	CO2	SO2	NOX	CO	MP(*)
Gás Natural	251,3	0,03	0,56	0,009	-	-	-	-	-	-
Carvão Betuminoso						458,2	0,59	1,13	0,069	2,88
TOTAL	251,3	0,03	0,56	0,009	-	505,4	0,595	1,24	0,069	2,88

(*)MP: Material Particulado – baseado no teor de cinzas contido no carvão – 9,9%

5.3. BALANÇO FINAL

Do Balanço obtido da Tabela 5.3., pode-se concluir que:

CO2: Haverá um aumento de 82% na emissão global

SO2: Haverá um aumento de 1867% na emissão global, ou seja, 21mg/Nm³; Padrão: 150mg/Nm³.

NOX: Haverá um aumento de 102% na emissão global, ou seja, 44mg/Nm³; Padrão: 150mg/Nm³

CO: Haverá um aumento de 667% na emissão global

MP: Haverá um incremento de 11,69% ton / mês, a saber:

Como existe um Precipitador Eletrostático (PE) nas duas Calcinações, com eficiência de 99% em média, ocorrerá o seguinte:

Total de MP emitido hoje nas calcinações 1 e 2:

- Calcinação 1: 348,5 kg / dia
- Calcinação 2: 472,8 kg / dia

⇒ **TOTAL:** 821,3 Kg / dia ≅ 24,64 ton / mês

Como a eficiência do PE é de 99% e considerando que toda a cinza (9,9% dos finos de carvão – ver pg.48) será conduzida à Chaminé, vem:

MP que sairá na chaminé: $(4035 \times 24 \times 30 \times 9,9\%) \times (1 - 99\%) / 1000 = 2,88 \text{ ton / mês}$

⇒ 2,88 ton/mês = 103 mg/Nm³; sendo o padrão = 50 mg/Nm³.

Portanto, o balanço de MP final será:

- Incremento de MP para a atmosfera: $2,88 / 24,64 \times 100 = 11,69 \%$.

Este aumento é desprezível e perfeitamente aceitável no sistema hoje existente, bem como, não representará impacto na bacia aérea da COSIPA.

No balanço global, com as implementações de melhorias e modernizações das instalações (previsto término em 2001), ocorrerão reduções significativas nas emissões de MP, podendo portanto, incluir este acréscimo que ainda sim estará aceitável para as emissões previstas com as modernizações em curso, que prevêem 4,35 % de redução de MP (no total da COSIPA), ou seja, redução de 11820,5 kg/dia para 11306,0 kg/dia e que já obtém a autorização da CETESB para este fim. O acréscimo de 2,88 ton/mês (96 kg/dia) representa 0,8% das emissões totais, obtendo ainda sim uma redução global de $(4,35\% - 0,8\%)=3,55\%$. (COSIPA, 2000).

Conclui-se que pelo prisma ambiental esta proposta não é “Politicamente Correta”, apesar de que, os valores finais de emissão não contrariam, ou seja, não descumprem a legislação ambiental vigente.

Capítulo 6

Análise de Custos

6.1. Custos Estimados com a Instalação

Calcinação 1

Material	Quantidade	Custo R\$/unidade	Custo Total (R\$)
Tubo ϕ 2.1/2"sch 160	952 m	60,00/metro linear	57120,00
Suporte	280 m	-	4714,00
Luvas	159 pçs	14,51/pç	2307,00
Curvas de 90°r3,0m	10 pçs	80,00/pç	800,00
Mão de Obra	-	40,00/metro linear	38080,00
Sub-Total	-	-	103021,00

Calcinação 2

Material	Quantidade	Custo R\$/unidade	Custo Total (R\$)
Tubo ϕ 2.1/2"sch 160	1026 m	60,00/metro linear	61560,00
Suporte	280 m	(*)	(*)
Luvas	167 pçs	14,51/pç	2423,00
Curvas de 90°r3,0m	10 pçs	80,00/pç	800,00
Mão de Obra	-	40,00/metro linear	41040,00
Sub-Total	-	-	105823,00

(*) o suporte previsto na tabela para a Calcinação 1 suportará também a rede da Calcinação 2

Custo Total Parcial da Calcinação 1 + Calcinação 2

Custo T. Parcial = 105823,00 + 103021,00 \Rightarrow Custo T. Parcial = R\$ 208844,00

Estimativa de Custo dos Queimadores para Finos de Carvão

10% do valor parcial do empreendimento para cada Calcinação, ou seja:

R\$ 208844,00 \times 10% = R\$ 20884,40 por Calcinação, logo:

Custo Total com queimadores = R\$ 41768,80

Estimativa de Custo com Sistema de Instrumentação e Controle

10% do valor parcial do empreendimento para cada Calcinação, ou seja:

Custo Total com Instrumentação e Controle = R\$ 41768,80

Estimativa de Custo com Epc (Engenharia, Planejamento E Controle)

30% do valor parcial total do empreendimento, ou seja:

Custo com EPC = R\$ 125306,40

Estimativa de Fundo Reserva para o Empreendimento

30% do valor parcial do empreendimento para cada Calcinação, ou seja:

Custo Total com Fundo Reserva = R\$ 125306,40

Custo Total Final

Espera-se um investimento da ordem de R\$ 542994,40

6.2. Custos com a Troca de Combustíveis

Custo do Gás Natural = R\$ 28,76 / Gcal (COSIPA, 2001)

Custo do Carvão PCI (R\$ 81,83/ton) = R\$ 11,53 / Gcal

PCI = 7100 kcal /kg = 29721 kJ / kg

Calcinação 1 + 2 :

Sabe-se que:

- Calcinação 1: substituição de 12390000 kcal/h de GCO por Carvão + 10% como perdas.
- Calcinação 2– substituição de 13650000 kcal/h de GCO por Carvão + 10% como perdas.

Realocando o GCO retirado das Calcinações para as Laminações e reduzindo o Total de 26040000 kcal / h de Gás Natural nas Laminações, vem:

26040000 kcal/h = 26,04 Gcal / h = 18748 Gcal / mês, portanto,

1 Gcal de G.N = R\$ 28,76 \Rightarrow 18748 Gcal = R\$ 539193,00/mês de economia com G.N. (1)

Porém, será utilizado os mesmos 26040000 kcal/h + [Calcinação 1 (1242500 kcal/h) + Calcinação 2 (1363200 kcal/h) como perdas de carvão nas calcinações para poder realocar o GCO, que é igual a 20625 Gcal / mês, logo:

1 Gcal de Carvão = R\$ 11,53 \Rightarrow 20625 Gcal = R\$ 237805,00/mês (2)

\Rightarrow Resultado Final: Economia de R\$301388,00 / mês (1 – 2)

6.3. Custos com Energia Elétrica no Transporte Pneumático e Ar de Combustão

Custo MWh = R\$ 56,00 (COSIPA, 2001)

Como haverá necessidade de uma potência de 34,2 kW para o sistema de transporte de finos, já descontada a economia nos ventiladores, vem: 34,2 kw = 24,6 MWh / mês, logo:

Custos = 24,6 x R\$ 56,00 = R\$ 1377,60 / mês com energia elétrica

6.4. CUSTOS DE TRANSFORMAÇÃO DO CARVÃO MINERAL EM PÓ

A unidade de PCI da COSIPA tem um custo padrão de R\$ 9,3 / ton de finos produzido, já descontado a depreciação das instalações, que estão sendo amortizadas nos Altos Fornos.

Como está previsto uma utilização mensal de aproximadamente 2946 ton/mês (4926,66 Gj/mês) de finos de carvão, isto corresponde a um gasto mensal de R\$ 27400,00 para a produção necessária.

6.5. Pay-Back

Cálculo do Valor Presente (Atual – Va)

Considera-se que será tomado emprestado R\$ 600000,00 para o investimento e que será pago no final de 02 anos, com juros anuais de 12% a.a e inflação de 6% a.a., o que é bem conservador ser levar em consideração que hoje conseguem-se empréstimos em moeda estrangeira com juros de até 3% a.a. Empresas do porte da COSIPA, USIMINAS, CSN e outras conseguem linhas de financiamento direto de financeiras japonesas e de outros países, com taxas de juros muito baixas. Este tipo de operação é inclusive aprovado pelo Banco Central do Brasil.

Para efeito deste estudo, será considerada a captação de dinheiro financiado em agências financeiras operando no Brasil.

Os dados para os cálculos são:

$$j = \text{juros} = 12\%$$

$$c = \text{inflação} = 6\%$$

$$n = 02 \text{ anos}$$

$$Va = \text{R\$ } 600000,00$$

$$Va = f_I(i;n) \times V_f$$

e

$$f_I(i;n) = \frac{1}{(1+i)^n}$$

Sabendo – se que :

$$(1+i) = (1+j) + (1+c), \text{ logo :}$$

$$(1+i) = (1+0,12) + (1+0,06) = 1,19$$

∴

$$f_I(i;n) = \frac{1}{(1,19)^2} = 0,7062$$

O valor final (Vf) será:

$$Vf = 600000,00 / 0,7062 = \text{R\$ } 764656,00$$

Como tem-se uma receita de R\$ 272611,00 / mês (Base Jan./01), a saber:

$$\text{Receita mensal} = \text{R\$ } 301388,00 - (\text{R\$ } 1377,00 + \text{R\$ } 27400,00) = \text{R\$ } 272611,00,$$

$$\Rightarrow \text{Pay-Back} = 764656,00 / 272611,00 = 2,8 \text{ meses} \cong 3 \text{ meses}$$

Capítulo 7

Conclusões e Recomendações

Este trabalho teve como objetivo o melhor aproveitamento do carvão mineral disponível em Usinas Siderúrgicas integradas, que têm no carvão mineral o seu principal energético.

Buscou-se no estudo a introdução do carvão mineral como combustível em fornos rotativos de calcinação. No caso do presente trabalho, tratou-se dos fornos de calcinação existentes na planta siderúrgica utilizada como referência. Isto foi viabilizado graças à existência de uma unidade de fabricação de carvão PCI (Pulverized Coal Injection), que, embora tenha por finalidade abastecer o Alto-Forno, normalmente não utiliza sua capacidade máxima de produção de carvão pulverizado.

No estudo foi sugerido que o Gás de Coqueria (GCO), normalmente empregado como único combustível nos fornos de calcinação, seja substituído pelo carvão PCI, mantendo apenas uma vazão mínima daquele gás como chama-piloto. Assim, não se elimina o sistema de queima com GCO nestes fornos, propiciando uma maior flexibilidade energética para os fornos rotativos, tendo o carvão PCI como combustível alternativo além do GCO já hoje existente.

Com a redução do consumo de GCO nos fornos de calcinação, torna-se possível deslocá-lo para os fornos de laminação a quente, através do gerenciamento realizado pelo centro de energia existente na siderúrgica. A siderúrgica usada como referência, dispõe de dutos de transporte de GCO para aquela unidade, bastando apenas um bom controle na distribuição do gás. Em consequência, obtém-se uma redução do consumo atual de gás natural nos fornos de laminação, propiciando uma utilização dos energéticos disponíveis de forma mais econômica, tendo em vista o diferencial de preços existente entre o gás natural e o carvão mineral.

O desenvolvimento desse estudo requereu primeiramente a revisão bibliográfica dos seguintes temas:

- Tecnologia da Combustão
- Controle da Poluição
- Escoamento Bifásico

Com a revisão bibliográfica foi possível a análise aqui apresentada, que envolveu a forma da queima do carvão pulverizado no interior do forno rotativo, a estequiometria e a relação de ar-combustível na queima do carvão PCI e do GCO com e sem excesso de ar, o transporte pneumático do carvão PCI desde a unidade produtiva até o bico do queimador e finalizando uma breve análise das emissões no sistema pós-queima.

O resultado do estudo mostrou a grande viabilidade técnica e econômica da proposta aqui apresentada, uma vez que o Pay-Back do novo sistema, a preços de janeiro/2001, é de apenas 3 meses aproximadamente. É possível prever uma economia anual de aproximadamente R\$ 3000000,00 e com probabilidade de aumentar esta margem, caso se confirmem as projeções de aumento no preço do gás natural e estabilidade no preço do carvão mineral, dentro do cenário apresentado no início do estudo.

Assim, este estudo propõe aos siderurgistas da área de energia, uma nova opção energética, ainda não empregada no Brasil e, conforme a revisão bibliográfica realizada, em nenhum lugar do mundo. Trata-se de uma idéia que pode ser estendida a outros sistemas combustores existentes em plantas siderúrgicas integradas, como por exemplo, centrais de cogeração (central termoeétrica). As perspectivas que este trabalho oferece à siderurgia brasileira são muito promissoras, pois, mesmo levando-se em conta possíveis gastos com equipamentos de controle de poluição, o sistema proposto possibilita reduzir os custos com o uso de energéticos em plantas que necessitem a utilização de gás natural e/ou óleo combustível para complementação de sua matriz energética.

Com o emprego do sistema aqui apresentado, a siderurgia brasileira poderá tornar-se pioneira a nível mundial, aumentando ainda mais sua competitividade no atual mercado mundial globalizado, onde os custos de energéticos em média representam 20% dos custos finais do produto acabado.

Podemos citar que, no Brasil, empresas como CSN, USIMINAS e CST, por exemplo, podem fazer uso desta alternativa energética, pois possuem unidades de fabricação do carvão PCI para emprego em seus Altos-Fornos. Para cada empresa, obviamente, o emprego do carvão PCI, não somente para reduzir o consumo de coque metalúrgico em Altos-Fornos, deverá ser melhor analisado, sendo aplicado onde houver maior atratividade econômica e não apenas em fornos rotativos.

Como recomendação para novos estudos, sugere-se uma análise aprofundada dos impactos ambientais advindos do emprego do carvão PCI em substituição ao gás natural ou óleo combustível, bem como as alternativas tecnológicas existentes no mercado para contingenciamento das emissões atmosféricas e atendimento das legislações ambientais cada vez mais rigorosas.

Finalizando recomenda-se também a aplicação das mais modernas técnicas disponíveis para otimizar o uso de energéticos e o consumo de energia em uma planta siderúrgica, dentro de uma visão integrada dos diversos processos. Exemplos de técnicas que possibilitam uma integração de diferentes processos sob o ponto de vista do consumo de energia térmica são a análise de "Pinch-Point" e as técnicas de Programação Matemática (programação linear, não-linear, inteira, mista, dinâmica). Melhorar o aproveitamento dos gases combustíveis residuais de processo, como o Gás de Alto-Forno, o Gás de Aciaria, e um melhor acompanhamento dos consumos específicos de cada equipamento do complexo siderúrgico, são outras formas de análise sugeridas para trabalhos futuros, que certamente trarão resultados significativos em termos de redução dos custos de energéticos em relação ao custo final do produto.

Referências Bibliográficas

- ABM - ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE METALURGIA E MATERIAIS, “Seminário de energia. Balanço Energéticos Globais e Utilidades”, pp. 316, João Monlevade, M.G., junho, 2000.
- ASSIS, P.S. et al., “Injeção de Materiais Pulverizados em Altos-Fornos”, São Paulo, ABM – Édile Gráficos e Editora Ltda. pp. 97-136;202-204, 1995.
- BROCK, N., “Mechanics of Bulk Material Handling”, Butterworth & Co, Londres, 1971.
- BROCK, N., “Fluid Transport of Coarse Solids”, Mining Science & Technology, 5, pp.197-212, 1985.
- COSIPA, “Balanço das Emissões de MP”, Abril, 2000.
- DATTA, B.K. & BASU, A.K., “Limit Deposit Velocity in Dilute Phase Pneumatic Conveying. Powder handling & processing, India, V.5, n.3, September, 1993.
- BISWAS, D.K., “Some Design Aspects of Pneumatic Coal Injector for Coal Based Direct Reduction Process in Rotary Kiln”, Powder handling&processing, India, V.5, n.2, Junho, 1993.
- ELETROBRÁS, “Plano Decenal”, 1999.
- FIELD et al., “Combustion of Pulverized Coal”, The British Coal Utilisation Research Association, England., pp.367, 1967.
- FRANCIS, W., “Coal: its Formation and Composition” England: Edward Arnold Publishers Ltd, pp. 1-46;361-434, 1961.
- GLYNN, H.J., “Environmental Science & Engineering”, EUA, pp. 544, 1996.
- HILL, R., “Environmental Implications”, 1996.

- McNAUGHTON, K., "Solids Handling Chemical Engineering", McGraw Hill Publications Co, Nova Iorque, 1981.
- MARCUS, R. D, LEUNG, L. S. et al., "Pneumatic Transport of Solids", 1990.
- MME, "BALANÇO ENERGÉTICO NACIONAL 2000", Ano base: 1999.
- RAASK, E.. "Mineral Impurities in Coal Combustion"., Hemisphere Publishing Corporation, pp. 1-30, 1985.
- SANCHEZ, C.G., "Tecnologia da Combustão", Primeiro Capítulo, pp. 1-3 a 1-8, Curso de Pós-Graduação, UNICAMP, 2000.
- SCHIAVON, F.L., "Aplicação de Técnicas de Controle Ativo em Transportadores Pneumáticos de Sólidos", Dissertação de Mestrado, USP/São Carlos, São Carlos, 2000.
- SPIRAVAKOVSKY, A. , Dyachkov, V., "Conveying Machines", Vol. II, Mir Publishers, Moscou, 1985.
- U.S. Department of Energy, National Energy Technology Laboratory, 2000.
- WALLIS, G.B. , "One Dimensional Two-Phase Flow", Pg. 21;22, Ed. McGraw-Hill, 1969.
- World Coal Institute; www.wci-coal.com/facts_coal00.htm, novembro, 2001.